



TUGAS AKHIR - TM 141585

ANALISIS TERMAL PADA *STERILIZER CRUDE PALM OIL* DI PT BOMA BISMA INDRA

**DIAN HIDAYATI
NRP 2113 105 019**

**Dosen Pembimbing :
Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME**

**JURUSAN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016**



FINAL PROJECT - TM 141585

**THERMAL ANALYSIS OF CRUDE PALM OIL
STERILIZER AT PT. BOMA BISMA INDRA**

**DIAN HIDAYATI
NRP 2113 105 019**

**Supervisor :
Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME**

**MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT
Faculty Of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute Of Technology
Surabaya 2016**

**ANALISIS TERMAL PADA *STERILIZER CRUDE*
PALM OIL DI PT. BOMA BISMA INDRA**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi Konversi Energi
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

DIAN HIDAYATI
NRP. 2113 105 019

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, MIE (Pembimbing)
(NIP. 195312191981031001)
2. Prof. Dr. Ir. Diatmiko Ichsani, M.Eng (Penguji I)
(NIP. 195310191979031002)
3. Ary Bachtiar K.P, ST, MT, Ph.D (Penguji II)
(NIP. 197105241997021001)
4. Bambang Arip D, ST, M.Eng, Ph.D (Penguji III)
(NIP. 197804012002121001)

SURABAYA
Januari, 2016

ANALISIS TERMAL PADA *STERILIZER CRUDE PALM OIL* DI PT. BOMA BISMA INDRA

Nama : Dian Hidayati
NRP : 2113105019
Jurusan : Teknik Mesin FTI-ITS
Dosen Pembimbing: Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME

Abstrak

Keberadaan industri kelapa sawit di Indonesia sangatlah penting. Jika melihat struktur neraca perdagangan Indonesia terakhir, total ekspor untuk tahun 2014 (January-December 2014) adalah 2,4 ribu triliun rupiah, dimana 82.8% dari total nilai ekspor disumbang dari pendapatan nonmigas. Dari nilai total ekspor nonmigas, kontribusi terbesar yaitu 14.4% (292 triliun rupiah) disumbang dari golongan lemak dan minyak hewan/nabati. PT Boma Bisma Indra merupakan perusahaan yang bergerak di bidang manufaktur. Sejak tahun 2000-2015, PT Boma Bisma Indra mengembangkan kemampuan dalam merancang, membuat dan menyelesaikan pembangunan pabrik kelapa sawit, salah satunya adalah PT. Bima Agri Sawit.

Pada pabrik pengolahan kelapa sawit terdapat sterilizer yang berfungsi untuk merebus atau memasak tandan buah segar (TBS) dengan uap (steam). Uap yang digunakan adalah uap jenuh dengan tekanan 1,5-3 bar yang diinjeksikan dari back pressure vessel (BPV). Jika persyaratan tersebut tidak terpenuhi, maka efisiensi produksi dari CPO yang dihasilkan mungkin tidak mampu memenuhi spesifikasi yang ditetapkan dalam SNI 01-2901-2006. Proses perebusan dilakukan dengan sistem 3 puncak (triple peak) dimana puncak pertama dan kedua bertujuan untuk memberikan tekanan kejut sehingga buah lepas dari tandan serta membuang udara di rebusan agar suhu yang ditetapkan tercapai.

Hasil yang didapatkan dari analisis termal pada Sterilizer Crude Palm Oil di PT. Boma Bisma Indra yaitu efisiensi termal, losses, perubahan energi dalam dan transient conduction. Efisiensi termal tertinggi terdapat pada peak I sebesar 0,846277. Losses terendah di peak III sebesar 51,765 kJ.

Kata kunci: Industri Kelapa Sawit, Sterilizer, Konservasi energi, Heat Losses

**THERMAL ANALYSIS OF CRUDE PALM OIL
STERILIZER
AT PT. BOMA BISMA INDRA**

Student Name : Dian Hidayati
NRP : 2113105019
Department : Mechanical Engineering FTI-ITS
Advisor Lecturer : Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME

Abstract

The existence of the palm oil industry in Indonesia was very important. Based on last structure of Indonesia's trade balance, total exports in 2014 (January-December 2014) was 2.4 thousand trillion rupiahs, which 82.8% of the total export value were contributed from non-oil revenues, the largest contribution of the total value in non-oil exports was 14.4% (292 trillion). The most contribution was from the class of fats and plants oil. PT Boma Bisma Indra is a manufacturing company. Since 2000-2015, PT BBI developed skills in designing, building and completing the construction of palm oil mills, PT Bima Agri Sawit was the example.

There was sterilizer in palm oil mills to boil or cook fresh fruit bunches (FFB) with vapor (steam). It used saturated vapor with pressure between 1.5-3 bar injected back pressure vessel (BPV). If not compatible, then the efficiency of the production of CPO produced may not be able to accomplish the specifications in SNI 01-2901-2006. The boiling process is contained with three peaks (triple peak) where in the first and second peak to provide shocking pressure, so the fruit bunches opened and cleaned the boiled air, so that the set temperature was reached.

The results from this research using thermal analysis on Crude Palm Oil Sterilizer at PT. Boma Bisma Indra were thermal efficiency, losses, changes in the energy and transient conduction.

*The highest thermal efficiency was in the first peak (0.846277).
The lowest losses in the third peak (51.765 kJ).*

***Keywords: Palm Oil Industry, Sterilizer, Energy Conservation,
Heat Losses***

KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat serta hidayah-Nya sehingga penulis dapat melaksanakan dan menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul Analisis Termal pada *Sterilizer Crude Palm Oil* di PT Boma Bisma Indra. Dalam penyusunan laporan ini saya telah mendapat bantuan dari berbagai pihak baik secara moril dan materi, sehingga dalam pembuatan laporan ini, saya dengan hormat mengucapkan terima kasih kepada

1. Ayah, Ibu, Adek dan keluarga besar yang selalu memberikan doa yang tak ada hentinya, semangat, dan motivasi serta kasih sayangnya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.
2. Bapak Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, M.E. selaku dosen pembimbing yang telah meluangkan waktu, tenaga, dan pikiran di tengah segala kesibukan, dan selalu membantu hingga penulis selesai mengerjakan Tugas Akhir dengan tepat waktu.
3. Bapak Ir. Bambang Pramujati, MSc, Eng, PhD selaku Ketua Jurusan Teknik Mesin ITS, seluruh dosen dan karyawan jurusan Teknik Mesin ITS yang telah banyak membantu baik akademis maupun non akademis.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Djatmiko Ichsani, M.Eng; Ary Bachtiar K.P, ST., MT, PhD; Dr. Bambang Arip Dwiyanoro ST., M.Eng yang telah memberikan kritik dan saran dalam penyempurnaan tugas akhir ini.
5. Bapak Ir. Yunarko Triwinarno, MT sebagai dosen wali yang telah memberikan pengarahan selama masa perkuliahan penulis.
6. Bapak Nenti Budiono dan segenap keluarga besar PT Boma Bisma Indra yang telah memberikan bantuan, ilmu, dan motivasi kepada saya.
7. Segenap keluarga besar Laboratorium Termodinamika dan Perpindahan Panas yang telah membantu, memberikan

semangat, memberi keceriaan, dan rasa kekeluargaan di dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.

8. Segenap keluarga besar Laboratorium Mekanika Benda Padat (Ina, Ayu, Edwin, Alif, Philip, Hendri, Juli, Robin, Fitri, Surya dan Hendri yang telah memberikan semangat dan doa serta persahabatan selama menjalani perkuliahan di Teknik Mesin
9. Arif yang telah banyak memberikan motivasi, ilmu dan sekaligus membantu saya di setiap saat
10. Anik, Elisa, Silvi, Naomi dan Gita sebagai sahabat terbaik yang selalu memberikan doa dan dukungan setiap saat.
11. Seluruh pihak yang belum disebutkan di atas yang telah memberikan doa, bantuan, dan dukungannya bagi penulis hingga tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik dan tepat waktu.

Dalam segala keterbatasan, kemampuan, serta pengetahuan penulis, tidak menutup kemungkinan Tugas Akhir ini jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritik dan saran demi kesempurnaan tugas akhir ini. Akhirnya, penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat memberikan bermanfaat bagi semua pihak.

Surabaya, Januari 2016
Penulis

DAFTAR ISI

JUDUL	
ABSTRAK	i
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR SIMBOL	vi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Batasan Masalah	2
1.4 Tujuan Penulisan	3
1.5 Manfaat Penulisan	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 Proses Produksi Crude Palm oil	5
2.2 Stasiun Perebusan (<i>Sterilizer</i> Station).....	6
2.2.1 Mekanisme Proses Perebusan Pada <i>Sterilizer</i>	7
2.3 Analisis Termodinamika	9
2.3.1. Keseimbangan Energi Sistem Umum.	9
2.3.2 Keseimbangan Energi Sistem Sterilizer 3 Puncak ..	11
2.3.3 Energi Input ke dalam <i>sterilizer</i>	11
2.3.4 Proses Aliran Uap pada Sterilizer.	12
2.4 Dasar Perpindahan Panas.	16
2.4.1 Energi yang Keluar dari Sistem	16
2.4.2 Kondensasi	18
2.4.2.1 Kondensasi Film Laminar pada Plat Vertikal.	19
2.4.2.2 Kondensasi Film Turbulen pada Plat Vertikal.	21
2.5 <i>Transient Conduction</i>	24
2.6 Efisiensi Termal.	26
2.7 Penelitian Terdahulu.	26

BAB III METODOLOGI ANALISIS	29
3.1 Umum	29
3.2 Langkah Penelitian	30
3.3 Pengumpulan Data.....	30
3.3.1 Objek Penelitian	30
3.3.1.1 Spesifikasi <i>Sterilizer</i>	30
3.4 Diagram Perhitungan.....	33
BAB IV ANALISIS DAN PEMBAHASAN	37
4.1 Data Hasil Operasi.....	37
4.1.1 Data PT. Boma Bisma Indra	29
4.2 Analisis Berdasarkan Termodinamika	38
4.2.1 Energi Masuk <i>Sterilizer</i>	38
4.2.2 Energi keluar.....	32
4.3 Analisis Perpindahan Panas.....	42
4.3.1 Kondensasi dan Panas yang Diserap oleh Lori Tiap Peak	42
4.3.2 Kondensasi dan Panas yang Diserap oleh Kelapa sawit Tiap Peak.....	48
4.3.3 Energi Yang Keluar dari <i>Sterilizer</i>	53
4.4 Menghitung Keseimbangan Energi	59
4.5 Efisiensi Termal	60
4.6 Pembahasan	61
4.6.1 Grafik <i>Transient Conduction</i> Terhadap Waktu	64
4.6.2 Grafik <i>Qloss</i> Terhadap Waktu	65
4.6.3 Grafik <i>Efisiensi</i> Terhadap Waktu	67
4.6.4 Grafik Temperatur Gabungan Terhadap Waktu	67
BAB IV PENUTUP.....	69
5.1 Kesimpulan	69
5.2 Saran	69
DAFTAR PUSTAKA.....	71
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	<i>Horizontal Sterilizer</i>	7
Gambar 2.2	Diagram Proses Perebusan pada <i>Sterilizer</i>	9
Gambar 2.3	Konservasi Energi: (a) untuk sistem tertutup selama interval waktu dan (b) untuk control volume.....	10
Gambar 2.4	Kesetimbangan Energi pada <i>sterilizer</i>	10
Gambar 2.5	Diagram Sistem Tiap Tahap Rebusan.....	12
Gambar 2.6	Diagram T-s proses aliran uap pada sterilizer.....	14
Gambar 2.7	Perpindahan Panas konduksi, konveksi dan radiasi.....	15
Gambar 2.8	Lapisan dinding sterilizer.....	17
Gambar 2.9	Kondensasi film pada plat vertikal.....	18
Gambar 2.10	Efek lapisan batas terkait dengan kondensasi film pada permukaan plat vertikal (a) tanpa pendekatan. (b) Dengan asumsi terkait dengan analisis Nusselt, untuk plat vertikal dengan lebar b.....	19
Gambar 2.11	Kondensasi film pada plat vertikal (a) laju kondensat untuk plat dengan lebar b. (b) Flow regimes.....	21
Gambar 2.12	(a) dinding datar (b) silinder.....	25
Gambar 2.13	Sistem Perebusan Single Peak.....	26
Gambar 2.14	Sistem Perebusan Double Peak.....	27
Gambar 2.15	Sistem Perebusan Triple Peak	27
Gambar 3.1	Diagram Alir Tugas Akhir	29
Gambar 3.2	<i>Sterilizer</i> tipe horizontal PT. Boma Bisma Indra.....	30
Gambar 3.3	(a) <i>Sterilizer</i> tampak samping, (b) <i>Sterilizer</i> Tampak depan.....	31
Gambar 3.4	Diagram Perhitungan	36
Gambar 4.1	Lapisan dinding <i>Sterilizer</i>	53
Gambar 4.2	Tutup <i>Sterilizer</i>	57
Gambar 4.3	Kesetimbangan Energi pada <i>Sterilizer</i>	59
Gambar 4.4	Grafik <i>Transient Conduction</i> (Lori)	

	Terhadap Waktu	62
Gambar 4.5	Grafik <i>Transient Conduction</i> (Kelapa Sawit) Terhadap Waktu.....	63
Gambar 4.6	Grafik Q_{loss} terhadap waktu	64
Gambar 4.7	Grafik Efisiensi Terhadap Waktu.....	66
Gambar 4.8	Garafik Temperatur Gabungan Terhadap Waktu	68

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1	Data <i>Nozzle and Conections</i>	31
Tabel 3.2	<i>Design Data Sterilizer</i>	32
Tabel 3.3	Data Spesifikasi <i>Sterilizer</i> di PT. Boma Bisma Indra.....	32
Tabel 3.4	Data Operasi <i>Sterilizer</i> di PT. Boma Bisma Indra.....	33
Tabel 4.1	Data <i>Sterilizer</i> PT. Boma Bisma Indra	37
Tabel 4.2	Dimensi Lori	37
Tabel 4.3	Data Operasi <i>Sterilizer</i> PT. Boma Bisma Indra	37
Tabel 4.4	Energi Masuk Tiap <i>Peak</i>	41
Tabel 4.5	Massa Kondensat Tiap <i>Peak</i>	41
Tabel 4.6	Energi Keluar Tiap <i>Peak</i>	42
Tabel 4.7	Properties Uap Tiap <i>Peak</i> pada Kondisi <i>Saturated Vapor</i>	43
Tabel 4.8	Properties Uap Tiap <i>Peak</i> pada Kondisi <i>Saturated Vapor</i>	43
Tabel 4.9	Koefisien Konveksi dan Panas yang Diserap oleh Lori Tiap <i>Peak</i>	48
Tabel 4.10	Properties Uap Tiap <i>Peak</i> pada Kondisi <i>Saturated Vapor</i>	49
Tabel 4.11	Properties Uap Tiap <i>Peak</i> pada Kondisi <i>Saturated Vapor</i>	49
Tabel 4.12	Koefisien Konveksi dan Panas yang	

	Diserap oleh Lori Tiap <i>Peak</i>	53
Tabel 4.13	Nilai Koefisien Konveksi Tiap <i>Peak</i>	55
Tabel 4.14	Panas yang Hilang (Q_{loss}) Melalui Dinding <i>Sterilizer</i> Tiap <i>Peak</i>	57
Tabel 4.15	Panas yang Hilang (Q_{loss}) Melalui Tutup <i>Sterilizer</i> Tiap <i>Peak</i>	59
Tabel 4.16	Total Panas yang Hilang Tiap <i>Peak</i>	59
Tabel 4.17	Perubahan Energi Dalam Tiap <i>Peak</i>	60
Tabel 4.18	Efisiensi Tiap <i>Peak</i>	61
Tabel 4.19	Data <i>Transient Conduction</i> (Lori) Terhadap waktu	61
Tabel 4.20	Data <i>Transient Conduction</i> (Kelapa sawit) Terhadap waktu	61
Tabel 4.21	Q_{loss} terhadap waktu tiap peak	64
Tabel 4.22	Data Hasil Perhitungan Efisiensi.....	65
Tabel 4.23	Data Hasil Perhitungan Temperatur Akhir Lori.....	67
Tabel 4.24	Data Hasil Perhitungan Temperatur Akhir Kelapa	67

DAFTAR SIMBOL

K	: konduktivitas termal
H	: koefisien perpindahan panas konveksi
Q	: panas yang hilang melalui dinding <i>sterilizer</i>
ΔT	: perbedaan temperatur
R_{th}	: jumlah hambatan termal (K/W)
r	: jarak pusat lingkaran ke lapisan dinding pertama (m)
L	: panjang (m)
h_{fg}	: enthalpy kondensasi (kJ/kg)
\bar{h}_L	: koefisien konveksi rata-rata ($W/m^2.K$)
\overline{Nu}_L	: <i>Nusselt Number</i> rata-rata
L	: panjang plat (m)
k_l	: konduktivitas termal <i>liquid</i> ($W/m.K$)
ρ_l	: massa jenis liquid (kg/m^3)
ρ_v	: massa jenis uap (kg/m^3)
T_{sat}	: Temperatur saturasi (K)
T_s	: temperatur permukaan plat (K)
\dot{m}	: laju aliran massa kondensat (kg/s)
u_m	: kecepatan rata-rata dalam film (m/s)
ρ_l	: massa jenis <i>liquid</i> (kg/m^3)
μ_l	: viskositas liquid (Ns/m^2)
Bi	: <i>Biot number</i>
h	: Koefisien konveksi ($W/m^2.K$)
r_o	: Jari-jari partikel (m)
k	: Konduktivitas <i>thermal</i> uap ($W/m.K$)
α	: Penyerapan panas (m^2/s)
t	: waktu (s)
Q	: <i>Transient conduction</i> (W)
Q_o	: <i>Transient conduction</i> pada lori (W)
θ_o^*	: Temperatur pusat silinder (K)
C_1	: <i>Coefficients</i>
ζ_1	: <i>Coefficients eigenvalues</i>
ρ	: Massa jenis kelapa sawit (kg/m^3)

C_p : Kalor spesifik kelapa sawit (kJ/kg.K)
 V : Volume kelapa sawit (m³)
 T_i : Temperatur kelapa sawit (K)
 T_∞ : Temperatur uap (K)
 L_c : *Characteristic Length* (m)
 V : Volume benda (m³)
 A_s : Luas permukaan (m²)
 $\eta_{sterilizer}$: efisiensi *sterilizer*
 ΔU : perubahan energi dalam (Joule)
 m : massa uap (kg)
 h : enthalpy uap (kJ/kg)
 S : Faktor bentuk konduksi
 L : Panjang Silinder Sterilizer (m)
 r_o : jari-jari luar sterilizer (m)
 r_i : jari-jari dalam sterilizer (m)
 h_g : enthalpy uap masuk *sterilizer* (kkal/kg)
 h_x : enthalpy kondensate keluar *sterilizer* (kkal/kg)

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Keberadaan industri kelapa sawit di Indonesia sangatlah penting. Jika melihat struktur neraca perdagangan Indonesia terakhir, total ekspor untuk tahun 2014 (January-December 2014) adalah 2,4 ribu triliun rupiah, dimana 82.8% dari total nilai ekspor disumbang dari pendapatan nonmigas. Dari nilai total ekspor nonmigas, kontribusi terbesar yaitu 14.4% (292 triliun rupiah) disumbang dari golongan lemak dan minyak hewan/nabati. Hal ini merupakan bukti bahwa industri kelapa sawit memainkan peran penting untuk ekonomi Indonesia.

PT Boma Bisma Indra merupakan perusahaan yang bergerak di bidang manufaktur. Sejak tahun 2000-2015, PT Boma Bisma Indra mengembangkan kemampuan dalam merancang, membuat dan menyelesaikan pembangunan pabrik kelapa sawit. Pabrik-pabrik kelapa sawit tersebut diantaranya PT Maloy di Kalimantan Timur, PT Saraswanti di Kalimantan Timur, Bima Palma Nugraha di Kabupaten Sangatta, Kalimantan Timur, PT Citra Burneo Indah di Pangkalan Bun, Bima Agri Sawit di Kalimantan Timur dan Kapuasindo Palm Industri di Kabupaten Kapuas Hilir, Kalimantan Barat.

Proses produksi *crude palm oil* di PT. Bima Agri Sawit (BAS) dimulai dari pengangkutan buah kelapa sawit menggunakan truk yang kemudian dipindahkan ke *loading ramp* dan diteruskan ke *conveyor* untuk dipindahkan ke *sterilizer*. Pada *sterilizer*, buah kelapa sawit mengalami perebusan menggunakan uap (*steam*). Setelah direbus, terdapat proses pemisahan buah dari janjangnya yang dilakukan dalam *tresher* kemudian buah dibawa ke *screw press* dengan *bottom cross conveyor*. Pada tahap *screw press* terjadi proses pemerasan buah hingga minyak keluar dari buah. Minyak yang masih kotor selanjutnya dialirkan ke *sand trap tank* untuk proses pengebakan pasir. Minyak yang masih kotor kemudian masuk pada bagian

sand cyclone. *Sand cyclone* terdiri dari dua tahap. *Sand cyclone* pertama mengeluarkan pasir dan partikel padat dari minyak dengan cara diputar. Kemudian pada *sand cyclone* kedua, pasir dengan partikel yang lebih kecil tersaring sehingga minyak menjadi lebih bersih. Minyak tersebut mengalami proses pengeluaran buih dan kotoran di *Oil Skimming Tank* dan dikeringkan di *Vacum Oil Dryer*. Setelah proses selesai maka *Crude Palm Oil* disimpan pada *oil storage tank* dan kemudian dilakukan proses pengiriman ke perusahaan yang mengolah CPO lebih lanjut.

Proses pembuatan minyak kelapa sawit yang krusial berlangsung dalam sterilizer. Dalam sterilizer buah kelapa sawit direbus dengan uap pada suhu dan tekanan serta waktu tertentu. Jika persyaratan di atas tidak terpenuhi, maka efisiensi produksi dari CPO yang dihasilkan mungkin tidak mampu memenuhi spesifikasi yang ditetapkan dalam SNI 01-2901-2006. Oleh karena itu, analisis termal perlu dilakukan pada sterilizer.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang masalah, maka perumusan masalah dalam penelitian ini adalah bagaimana melakukan analisis termal pada *sterilizer* tipe horizontal kapasitas 30 ton/muatan.

1.3 Batasan Masalah

Beberapa batasan masalah yang diambil dalam penelitian ini adalah:

1. Analisis berdasarkan data operasi PT BAS.
2. Analisis berdasarkan perpindahan panas dan termodinamika.
3. *Sterilizer* yang digunakan adalah *Sterilizer* tipe horizontal.
4. *Sterilizer* tidak mengalami kebocoran.
5. Kondisi operasi transien.

6. Di dalam *sterilizer* terdapat lori yang didekati sebagai plat datar dan muatan tandan buah segar didekati sebagai pendekatan *finite cylinder* uniform.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk melakukan analisis termal pada *sterilizer* yang berkapasitas 30 ton/muatan.

1.5 Manfaat Penelitian

Berdasarkan tujuan penelitian di atas, manfaat penelitian yang dapat diambil adalah mengetahui proses termal dalam *sterilizer* dan kinerjanya. Pengetahuan ini selanjutnya dapat dimanfaatkan sebagai dasar pengembangan *horizontal sterilizer*.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Proses Produksi *Crude Palm Oil*

PT Boma Bisma Indra merupakan perusahaan yang mengembangkan kemampuan dalam merancang, membuat dan menyelesaikan pembangunan pabrik kelapa sawit. Salah satu pabrik kelapa sawit yang dibangun oleh PT Boma Bisma Indra adalah PT Bima Agri Sawit (PT BAS) yang berada di Kalimantan Timur.

Pabrik minyak sawit secara umum terdiri dari 11 stasiun yaitu :

1. Stasiun Penerimaan Buah (*Fruit Reception Station*)
2. Stasiun Rebusan (*Sterilizer Station*)
3. Stasiun Penebah (*Threshing Station*)
4. Stasiun Kempa (*Pressing Station*)
5. Stasiun Pemurnian Minyak (*Clarification Station*)
6. Stasiun Pabrik Biji (*Kernel Station*)
7. Station Pengolahan Air (*Water Treatment Station*)
8. Stasiun Ketel Uap (*Boiler Station*)
9. Stasiun Pembangkit Tenaga (*Power Plant Station*)
10. Stasiun Pengolah Limbah (*Effluent/Waste Treatment Station*)
11. Stasiun Penimbun dan Pengiriman CPO (*Storage and Handling Station*)

Masing – masing stasiun mempunyai fungsi dan tugas sendiri, serta merupakan satu kesatuan yang saling berkaitan sehingga berbagai aspek operasional pabrik kelapa sawit termasuk pengendalian dan pengawasan prosesnya harus diperhatikan. Pengendalian dan pengawasan proses yang baik akan menghasilkan :

- Kontinuitas operasi instalasi

- Hasil produk yang optimal dengan mutu yang memenuhi standar

Pada awalnya Tandan Buah Segar (TBS) dipindahkan ke *loading ramp*. Kemudian buah diteruskan ke *sterilizer* untuk direbus selama kurang lebih 88 menit. Setelah itu buah yang direbus di *sterilizer* tadi diteruskan ke *tresher* menggunakan *elevator* dimana di *tresher* ini ada dua conveyor yang nantinya akan memisahkan buah dari janjangnya. Buah dibawa ke *bottom cross conveyor* yang kemudian melewati *fruit elevator* diteruskan ke *fruit distribution conveyor* yang kemudian akan dibawa ke *digester*. Dari *digester*, buah tersebut dibawa ke *screw press* untuk diperas hingga mengeluarkan minyak. Di dalam *screw press* ini terdapat 3 produk yaitu minyak, fiber dan nut. Minyak diteruskan ke *sand trap tank* untuk dipisahkan dari pasir. Di dalam *sand trap tank*, pasir mengalami proses pengendapan sedangkan minyaknya dipompa ke *sand cyclone* dan *crude oil tank*. Kemudian minyak dipompa ke *oil skimming tank* dan ditransfer ke *vacum oil dryer* yang berisi air panas dan minyak. Air panas dipompa ke *water tank* sedangkan minyak langsung disimpan ke *oil storage tank* yang nantinya akan siap dikirim. Sedangkan fiber dari *screw press* dihisap dari *depericarper* untuk ditransfer ke boiler sebagai bahan bakar. Kemudian untuk nut dibawa ke *nut polishing drum* yang berfungsi memisahkan sisa fiber yang melekat pada nut, batu dan *wet kernel*. Nut dipanaskan dan mengalami proses pengeringan di kernel silo sekitar 60-70°C setelah itu dipindahkan ke gudang.

2.2 Stasiun Perebusan (*Sterilizer Station*)

Pada pabrik pengolahan kelapa sawit, *sterilizer* adalah bejana uap bertekanan yang berfungsi untuk merebus atau memasak tandan buah sawit (TBS) dengan uap (*steam*). Uap yang digunakan adalah uap jenuh dengan tekanan 1,5-3 bar yang diinjeksikan dari *back pressure vessel* (BPV), untuk mencapai suatu kondisi tertentu pada buah yang dapat digunakan untuk

mencapai tujuan proses berikutnya. Jenis *sterilizer* yang digunakan di pabrik ini adalah *Horizontal Sterilizer*.



Gambar 2.1 *Horizontal Sterilizer*

Tujuan perebusan TBS adalah sebagai berikut:

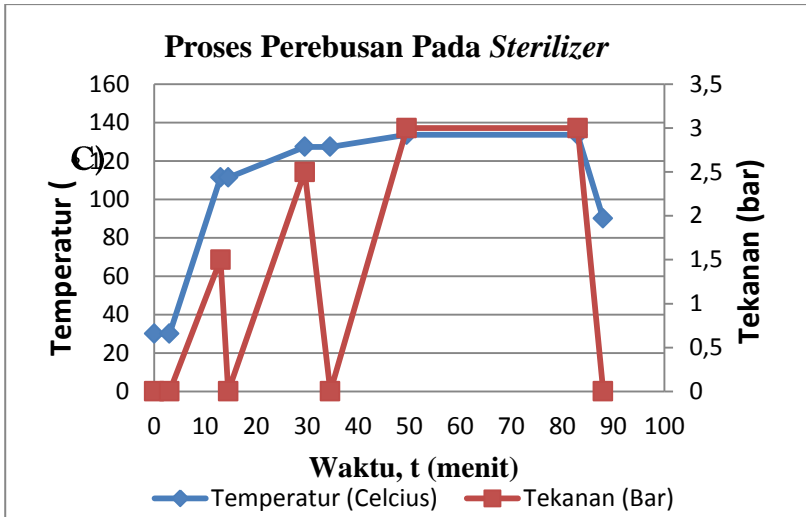
1. Menghentikan Aktivitas Enzim
2. Melepaskan Buah dari Tandannya
3. Menurunkan Kadar Air
4. Melunakkan Buah Sawit
5. Melepaskan serat dan biji
6. Membantu proses pelepasan inti dari cangkang

2.2.1 Mekanisme Proses Perebusan Pada *Sterilizer*

Proses perebusan dilakukan dengan sistem 3 puncak (*triple peak*) dimana puncak pertama dan kedua bertujuan untuk memberikan tekanan kejut sehingga buah lepas dari tandan serta membuang udara di rebusan agar suhu yang ditetapkan tercapai. Sedangkan puncak ketiga bertujuan untuk mematangkan buah dan melunakkan daging buah. Waktu yang digunakan untuk perebusan adalah 88 menit.

Tahapan – tahapan yang dilakukan dalam perebusan *triple peak* sebagai berikut:

1. Pembuangan udara sisa yang mengandung asam dari proses perebusan sebelumnya selama 3 menit. Kedua pintu *sterilizer* dibuka.
2. Persiapan Perebusan
Lori-lori yang berisi tandan buah segar dimasukkan ke dalam *sterilizer*, kemudian pintu *sterilizer* ditutup. *Inlet steam, exhaust*, dan *condensate valve* ditutup.
3. Proses Perebusan puncak I
Inlet valve dibuka dan *condensate valve* ditutup, steam diinjeksikan ke dalam sterilizer hingga mencapai tekanan 1,5 bar pada tekanan *pressure gage* selama 10 menit. Setelah tekanan tercapai, *inlet valve* ditutup dan *condensate valve* dibuka hingga tekanan mencapai 0 bar.
4. Proses Perebusan Puncak II
Condensate valve ditutup, inlet steam dibuka kemudian diinjeksikan hingga tekanan uapnya mencapai 2,5 bar pada tekanan *pressure gage* selama 15 menit. Setelah tekanan tercapai, *inlet valve* ditutup dan *condensate valve* dibuka hingga tekanan mencapai 0 bar.
5. Proses Perebusan Puncak III
Condensate valve ditutup, *inlet valve* dibuka hingga mencapai tekanan 3 bar pada tekanan *pressure gage* selama 15 menit. Setelah tekanan tercapai, semua *valve* ditutup dan ditahan selama 30 menit dengan proses penahanan.



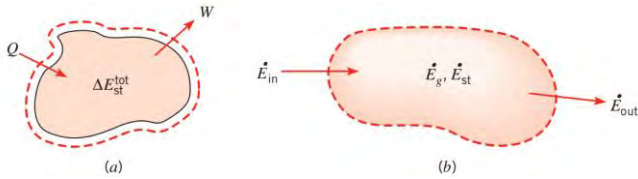
Gambar 2.2 Diagram Proses Perebusan pada *Sterilizer*

Dari tahapan tersebut diatas, setelah tekanan puncak I dan II tercapai, maka dilakukan Pembukaan *condensate valve*, dan setelah tekanan puncak III tercapai, maka dilakukan pembukaan *exhaust* dan *condensate valve* hingga tekanan mencapai 0 bar.

2.3 Analisis Termodinamika

2.3.1 Keseimbangan Energi Sistem Umum

Dalam hukum Termodinamika I, energi dapat masuk dan keluar volume atur karena perpindahan panas melalui batas sistem. Hukum pertama termodinamika membahas total energi, yang terdiri dari kinetik dan energi potensial yang dikenal sebagai energi mekanik dan energi internal. energi internal dapat dibagi lagi menjadi energi panas.



Gambar 2.3 Konservasi Energi: (a) untuk sistem tertutup selama interval waktu dan (b) untuk *control volume*

Peningkatan jumlah energi yang tersimpan dalam volume atur harus sama dengan jumlah energi yang masuk volume atur, dikurangi jumlah energi yang keluar dari volume atur. Konservasi energi pada hukum pertama termodinamika dapat didefinisikan sebagai berikut:

$$\Delta E_{st} = E_{in} - E_{out} + E_g \dots \dots \dots (2.1)$$

dengan :

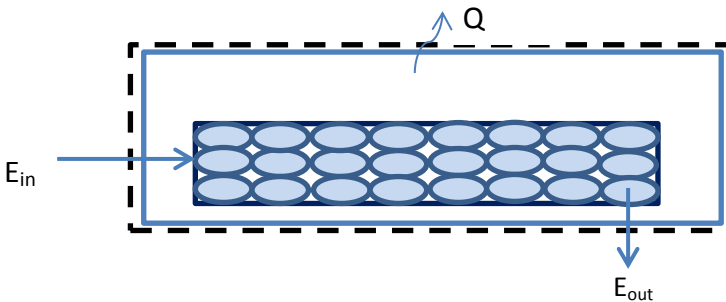
ΔE_{st} = Perubahan Energi yang tersimpan dalam sistem (Joule)

E_{in} = Energi input (Joule)

E_{out} = Energi output (Joule)

E_g = Energi bangkitan (Joule)

2.3.2 Kestimbangan Energi Sistem *Sterilizer 3 Puncak*



Gambar 2.4 Kestimbangan Energi pada *sterilizer*

Kekekalan energi pada hukum I termodinamika dapat didefinisikan sebagai berikut:

$$E_{in} - E_{out} = E_g + E_{st} \dots\dots\dots (2.2)$$

dengan :

E_{in} = Energi input (Joule)

E_{out} = Energi output (Joule)

E_g = Energi bangkitan (Joule)

E_{st} = Energi yang tersimpan dalam sistem diwujudkan sebagai perubahan energi dalam (ΔU) (Joule)

Dari gambar 2.4 dapat diketahui bahwa ada energi masuk sistem berupa uap yang diinjeksikan ke dalam *sterilizer* yang nantinya akan diserap oleh kelapa sawit. Sedangkan untuk energi yang keluar berupa *heat loss* yang melalui dinding sterilizer dan energi yang dibawa oleh kondensat. Di dalam sistem tersebut tidak ada energi bangkitan ($E_g = 0$). Sehingga persamaan kesetimbangan energi sebagai berikut :

$$\Delta U = E_{in} - E_{out} \dots\dots\dots (2.3)$$

$$\Delta U = E_{uap} - (E_{kondensat} + Q_{loss}) \dots\dots\dots (2.4)$$

dengan :

ΔU = Perubahan energi dalam (Joule)

E_{in} = Energi *thermal* masuk sistem (Joule)

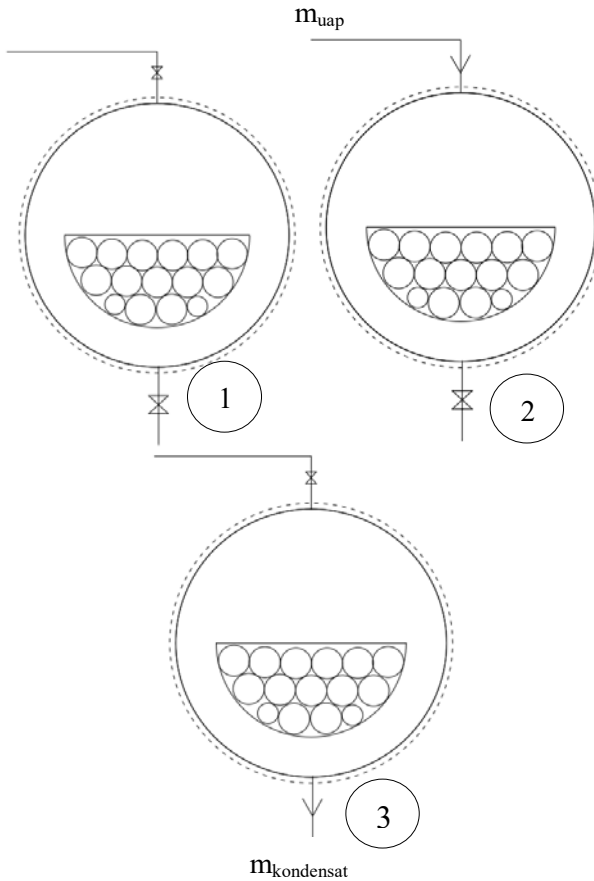
E_{out} = Energi *thermal* keluar sistem (Joule)

Q_{loss} = Panas yang hilang melalui dinding *sterilizer* (Joule)

E_{uap} = Energi uap yang masuk *sterilizer* (Joule)

$E_{kondensat}$ = Energi yang dibawa oleh kondensat (Joule)

Untuk energi yang tersimpan dalam sistem tiap tahap proses rebusan sebagai berikut :



Gambar 2.5 Diagram Sistem Tiap Tahap Rebusan

2.3.3 Energi Input ke dalam *Sterilizer*

Energi yang masuk ke dalam sterilizer berasal dari uap yang diinjeksikan dari *back pressure vessel*. Kemudian energi termal uap tersebut diserap oleh kelapa sawit. Sehingga persamaannya sebagai berikut :

$$E_{in} = E_{uap} \quad \dots\dots\dots (2.10)$$

dengan:

$$E_{uap} = m_{uap} \times h_{uap} \quad \dots\dots\dots (2.11)$$

dengan :

E_{uap} = Energi termal yang dibawa oleh uap air (Joule)

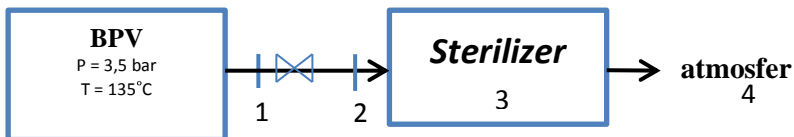
m_{uap} = massa uap (kg)

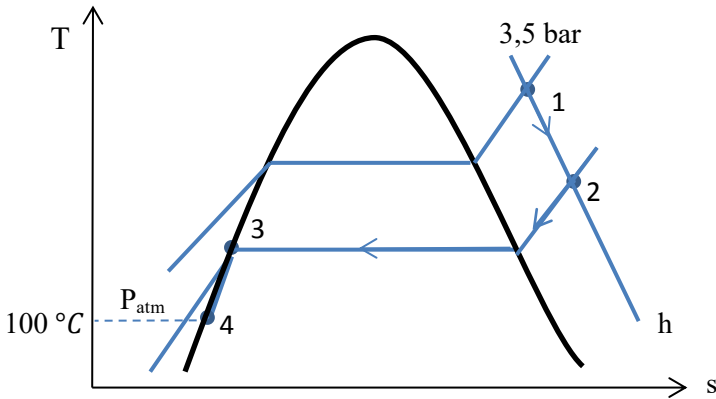
h_{uap} = *enthalpy* uap (kJ/kg)

Dengan mengasumsikan bahwa tidak ada kebocoran pada lori dan semua celah dalam *sterilizer* diisi oleh uap dengan tekanan dan suhu yang seragam maka $m_{uap} = \rho_{uap} \times V_{uap}$ dengan $V_{uap} = V_{sterilizer} - V_{lori} - V_{TBS}$.

2.3.4 Proses Aliran Uap pada *Sterilizer*

Uap yang keluar dari *Back Pressure Vessel* (1) berupa uap panas lanjut yang kemudian diinjeksikan ke dalam *sterilizer* melewati katup *high Pressure reduce* sehingga berada pada kondisi uap jenuh (2). Uap dipertahankan di dalam *sterilizer* dalam rentang waktu tertentu sehingga terjadi perubahan fasa (3). Tahap selanjutnya adalah pengeluaran kondensat dan uap sisa ke atmosfer dengan cara membuka katup kondensat (4) sehingga tekanan dan temperatur turun.



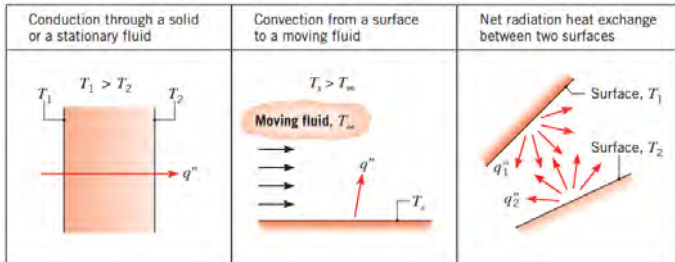


Gambar 2.6 Diagram T-s proses aliran uap pada *sterilizer*

2.4 Dasar Perpindahan Panas

Perpindahan panas didefinisikan sebagai berpindahnya energi dari satu tempat ke tempat lainnya yang disebabkan perbedaan temperatur. Bila dalam suatu sistem terdapat gradien temperatur atau apabila dua sistem yang temperaturnya berbeda disinggungkan maka akan terjadi perpindahan energi yang disebut panas (*heat*). Energi ini tidak dapat diukur atau diamati secara langsung tetapi arah perpindahan dan pengaruhnya dapat diamati dan diukur.

Terdapat tiga proses perpindahan panas yaitu konduksi, konveksi, dan radiasi. Perpindahan panas ini tidak hanya membahas bagaimana energi itu berpindah dari suatu bagian ke bagian lainnya tetapi juga membahas laju perpindahan energi pada suatu kondisi tertentu. Gambar 2.7 menunjukkan arah dan proses perpindahan panas yang terjadi dalam suatu sistem.



Gambar 2.7 Perpindahan Panas konduksi, konveksi dan radiasi

Konduksi adalah perpindahan panas tanpa disertai perpindahan bagian-bagian zat perantaranya, dimana energi panas dipindahkan dari satu molekul ke molekul lain dari benda tersebut. Heat flux pada perpindahan panas konduksi yaitu:

$$q'' = k \frac{T_1 - T_2}{L} = k \frac{\Delta T}{L} \dots\dots\dots(2.12)$$

dengan:

$$k = \text{konduktifitas termal} \left(\frac{W}{m \cdot K} \right)$$

Heat Rate konduksi pada *plane wall* dengan luasan

A adalah $q = q'' \cdot A$ (Watt).

Konveksi merupakan bentuk perpindahan panas dimana molekul-molekul benda membawa energi panas dari satu titik ke titik lainnya. Umumnya terjadi pada zat cair dan gas. Perpindahan panas konveksi dibagi menjadi dua :

- *Forced Convection*

Force convention adalah perpindahan panas karena adanya faktor kerja dari luar terhadap fluida perantara, misalnya

konveksi dengan adanya bantuan *fan*, *blower*, *air conditioning*, dsb.

- *Free Convection*

Free Convection adalah perpindahan panas tanpa ada faktor luar melainkan karena *bouyancy force*.

Secara umum, besarnya laju perpindahan panas konveksi dapat dirumuskan :

$$q'' = h(T_s - T_\infty), T_s > T_\infty$$

$$q'' = h(T_\infty - T_s), T_\infty > T_s \dots\dots\dots (2.13)$$

dengan :

h = koefisien perpindahan panas konveksi $\left(\frac{W}{m^2 K} \right)$

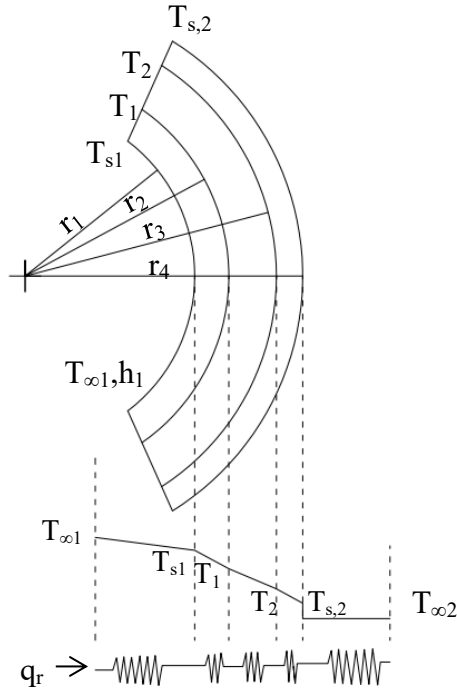
q'' = convection heat flux $\left(\frac{W}{m^2} \right)$

Sehingga *Heat Rate* konveksi pada *plane wall* dengan luasan A dirumuskan dengan :

$$q = q'' \cdot A \dots\dots\dots (2.14)$$

2.4.1 Energi yang keluar dari Sistem

Energi yang keluar dari sistem berupa *heat loss* yang keluar melalui dinding *sterilizer*.



Gambar 2.8 Lapisan Dinding *Sterilizer*

$$Q_{loss} = \frac{\Delta T}{\sum R_{th}} = \frac{\Delta T}{R_1 + R_2 + R_3} \dots\dots\dots (2.15)$$

$$Q_{loss} = \frac{T_{steam} - T_{udara}}{\frac{1}{h_1 2\pi r_1 L} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi k_1 L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_2 L} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi k_2 L} + \frac{1}{h_2 2\pi r_3 L}} \dots\dots\dots (2.16)$$

dengan :

Q_{loss} = panas yang hilang melalui dinding *sterilizer* (Watt)

ΔT = perbedaan temperatur (K)

- ΣR_{th} = jumlah hambatan termal dari dinding *sterilizer* (K/W)
 h_1 = koefisien konveksi *steam* (W/m^2K)
 r_1 = jarak pusat lingkaran ke lapisan dinding pertama (m)
 r_2 = jarak pusat lingkaran ke lapisan dinding kedua (m)
 r_3 = jarak pusat lingkaran ke lapisan dinding ketiga (m)
 r_4 = jarak pusat lingkaran ke lapisan dinding terluar (m)
 L = panjang *sterilizer* (m)
 k_1 = konduktivitas thermal dari *rockwool* (W/mK)
 k_2 = konduktivitas thermal dari aluminium (W/mK)
 h_2 = koefisien konveksi udara (W/m^2K)

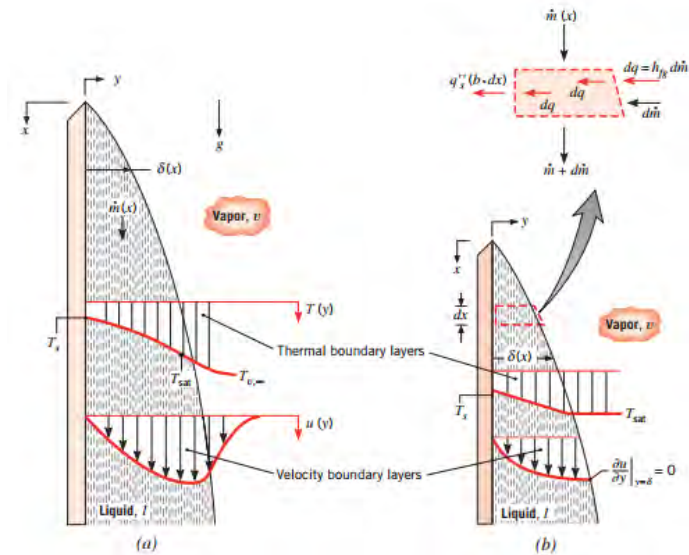
2.4.2 Kondensasi

Kondensasi yang terjadi di dalam *sterilizer* diasumsikan kondensasi film. Kondensasi film adalah proses yang terjadi apabila cairan membasahi permukaan dimana sebuah *smooth film* terbentuk.



Gambar 2.9 Kondensasi Film pada Plat Vertikal

2.4.2.1 Kondensasi Film Laminar pada Plat Vertikal



Gambar 2.10 Efek lapisan batas terkait dengan kondensasi film pada permukaan plat vertikal (a) tanpa pendekatan. (b) Dengan asumsi terkait dengan analisis *Nusselt*, untuk plat vertikal dengan lebar b .

$h'_{fg} = h_{fg} + 0,68c_{p,l}(T_{sat} - T_s)$ atau dalam bentuk *Jacob Number*,

$$h'_{fg} = h_{fg}(1 + 0,68Ja) \dots\dots\dots (2.17)$$

koefisien konveksi lokal adalah :

$$h_x = \frac{k_l}{\delta} \dots\dots\dots (2.18)$$

$$h_x = \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h'_{fg}}{4 \mu_l (T_{sat} - T_s) x} \right]^{1/4} \dots\dots\dots (2.19)$$

Karena h_x tergantung pada $x^{-1/4}$, maka koefisien konveksi rata-rata untuk semua plat adalah:

$$\bar{h}_L = \frac{1}{L} \int_0^L h_x dx = \frac{4}{3} h_L$$

atau

$$\bar{h}_L = 0,943 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h'_{fg}}{\mu_l (T_{sat} - T_s) L} \right]^{1/4} \dots\dots\dots (2.20)$$

Nusselt Number rata-rata:

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L L}{k_l} = 0,943 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h'_{fg}}{\mu_l k_l (T_{sat} - T_s) L} \right]^{1/4} \dots\dots\dots (2.21)$$

Total perpindahan panas ke permukaan dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan 2.31 dengan bentuk *Newton's law of cooling*:

$$q = \bar{h}_L A (T_{sat} - T_s) \dots\dots\dots (2.22)$$

Total laju kondensasi dapat ditentukan di hubungan:

$$\dot{m} = \frac{q}{h'_{fg}} = \frac{\bar{h}_L A (T_{sat} - T_s)}{h'_{fg}} \dots\dots\dots (2.23)$$

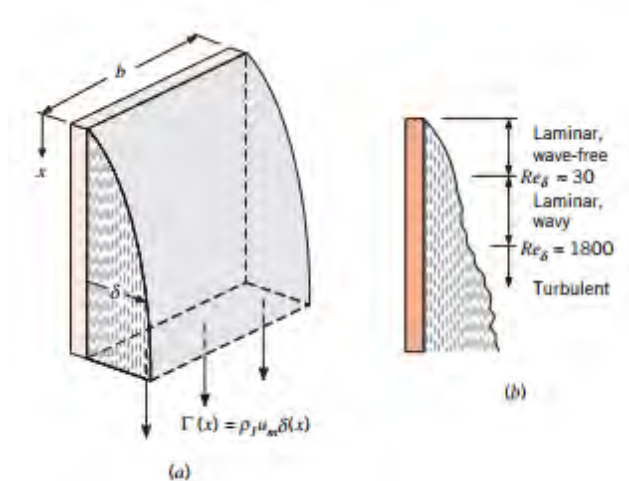
dengan:

h'_{fg} = *enthalpy* kondensasi (kJ/kg)

\bar{h}_L = koefiseien konveksi rata-rata (W/m².K)

\overline{Nu}_L	= <i>Nusselt Number</i> rata-rata
L	= panjang plat (m)
k_l	= konduktivitas termal <i>liquid</i> (W/m.K)
ρ_l	= massa jenis liquid (kg/m ³)
ρ_v	= massa jenis uap (kg/m ³)
T_{sat}	= Temperatur saturasi (K)
T_s	= temperatur permukaan plat (K)

2.4.2.2 Kondensasi Film Turbulen pada Plat Vertikal



Gambar 2.11 Kondensasi film pada plat vertikal (a) laju kondensat untuk plat dengan lebar b . (b) *Flow regimes*

Untuk aliran turbulen, *Reynolds Number* didapatkan dengan persamaan berikut:

$$Re_\delta \equiv \frac{4\Gamma}{\mu_l} \dots\dots\dots (2.24)$$

Dengan laju aliran massa kondensat yang diberikan oleh $\dot{m} = \rho_l u_m b \delta$, *Reynolds Number* dinyatakan sebagai:

$$Re_\delta = \frac{4\dot{m}}{\mu_l b} = \frac{4\rho_l u_m \delta}{\mu_l} \dots\dots\dots(2.25)$$

Dengan u_m adalah kecepatan rata-rata dalam film dan δ adalah ketebalan film. Pada gambar 2.11b, untuk $Re_\delta \leq 30$, film adalah laminar dan gelombang bebas. Untuk menaikkan Re_δ dan pada $Re_\delta \approx 1800$ merupakan transisi dari aliran laminar ke turbulen. Untuk laminar, persamaan 2.35 dan 2.20 dapat dikombinasikan sebagai berikut:

$$Re_\delta = \frac{4g\rho_l(\rho_l - \rho_v)\delta^3}{3\mu_l^2} \dots\dots\dots(2.26)$$

Dengan mengasumsikan $\rho_l \gg \rho_v$, persamaan 2.27, 2.31 dan 2.37 dapat dikombinasikan untuk memberikan pernyataan untuk bilangan Nusselt rata-rata terkait dengan kondensasi dalam laminar:

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L(v_l^2/g)^{1/3}}{k_l} = 1,47Re_\delta^{-1/3} \quad Re_\delta \leq 30 \dots\dots\dots(2.38)$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L(v_l^2/g)^{1/3}}{k_l} = \frac{Re_\delta}{1,08Re_\delta^{1,22}-5,2} \quad 30 \leq Re_\delta \leq 1800 \dots\dots\dots(2.27)$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L(v_l^2/g)^{1/3}}{k_l} = \frac{Re_\delta}{8750+58 Pr_l^{-0,5}(Re_\delta^{0,75}-253)}$$

$$Re_\delta \geq 1800, Pr_l \geq 1 \dots\dots\dots(2.28)$$

Jika δ tidak diketahui, maka persamaan 2.34 dan 2.36 dapat dikombinasikan dengan definisi Nusselt Number rata-rata sebagai berikut:

$$Re_{\delta} = 4P \frac{\bar{h}_L(v_l^2/g)^{1/3}}{k_l} = 4P \overline{Nu}_L \dots\dots\dots (2.29)$$

dengan parameter P adalah:

$$P = \frac{k_l L (T_{sat} - T_s)}{\mu_l h'_{fg} (v_l^2/g)^{1/3}} \dots\dots\dots (2.30)$$

Dengan mensubstitusi persamaan 2.41 ke dalam persamaan 2.28, 2.29 dan 2.30, maka dapat diperoleh nilai *Nusselt Number* ke dalam bentuk P sebagai berikut:

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L(v_l^2/g)^{1/3}}{k_l} = 0,943P^{-1/4} \quad P \leq 15,8 \quad \dots\dots\dots (2.31)$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L(v_l^2/g)^{1/3}}{k_l} = \frac{1}{P} (0,68P + 0,89)^{0,82} \quad 15,8 \leq P \leq 2530 \quad \dots\dots\dots (2.32)$$

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}_L(v_l^2/g)^{1/3}}{k_l} = \frac{1}{P} [(0,024P - 53)Pr_l^{1/2} + 89]^{4/3} \quad P \geq 2530, Pr_l \geq 1 \quad \dots\dots\dots (2.33)$$

dengan :

\dot{m} = laju aliran massa kondensat (kg/s)

u_m = kecepatan rata-rata dalam film (m/s)

ρ_l = massa jenis *liquid* (kg/m³)

μ_l = viskositas liquid (Ns/m²)

\bar{h}_L = koefisien konveksi rata-rata (W/m².K)

\overline{Nu}_L = *Nusselt Number* rata-rata

2.5 Transient Conduction

Perpindahan panas konduksi transien yaitu perpindahan panas konduksi yang berubah terhadap waktu. Pada waktu *steam* diinjeksikan ke dalam sterilizer maka lori dan tandan buah segar mengalami proses konduksi transien. Lori didekati sebagai dinding datar sedangkan tandan buah segar didekati sebagai silinder yang diameter sama dengan diameter dalam lori. *Biot number (Bi)* merupakan perbandingan tahanan konduksi dan tahanan konveksi. *Biot number (Bi)* untuk *plat* dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$Bi = \frac{hL_c}{k} \dots\dots\dots (2.34)$$

Fourier number (Fo) adalah bilangan yang menunjukkan perpindahan panas yang tidak stabil atau tidak dalam keadaan *steady*.

$$Fo = \frac{\alpha.t}{L_c^2} \dots\dots\dots (2.35)$$

Dengan L_c untuk dinding lori datar dan silinder dengan diameter berturut-turut dimana

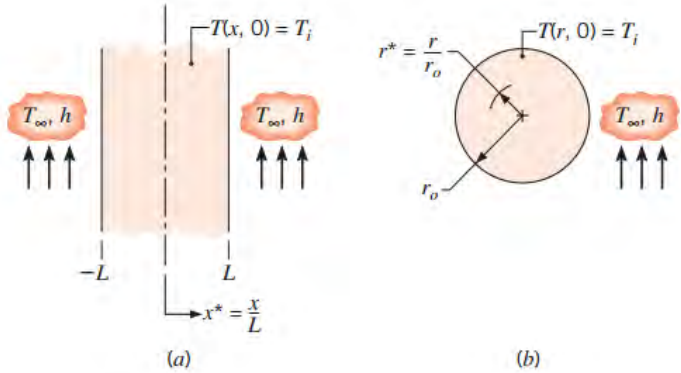
$$L_c = \frac{V}{A_s}$$

Rasio $\frac{Q}{Q_o}$ dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{Q}{Q_o} = 1 - \frac{2.\theta_o^*}{\zeta_1^3} [\text{Sin}(\zeta_1) - \lambda_1 . \text{Cos}(\zeta_1)] \dots\dots\dots (2.36)$$

$$Q_o = \rho . Cp . V . (T_i - T_{\infty}) \dots\dots\dots (2.37)$$

$$\theta_o^* = C_1 . \exp(-\zeta_1^2 . Fo) \dots\dots\dots (2.38)$$



Gambar 2.12 (a) dinding datar (b) silinder

dengan :

- B_i = Biot number
- h = Koefisien konveksi ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$)
- r_o = Jari-jari partikel (m)
- k = Konduktifitas *thermal* uap ($\text{W}/\text{m} \cdot \text{K}$)
- α = Penyerapan panas (m^2/s)
- t = waktu (s)
- Q = Panas yang diserap oleh lori dan kelapa sawit (W)
- Q_o = *Transient conduction* pada lori (W)
- θ_o^* = Temperatur pusat silinder (K)
- C_1 = *Coefficients*
- ζ_1 = *Coefficients eigenvalues*
- ρ = Massa jenis kelapa sawit (kg/m^3)
- C_p = Kalor spesifik kelapa sawit ($\text{kJ}/\text{kg} \cdot \text{K}$)
- V = Volume kelapa sawit (m^3)
- T_i = Temperatur kelapa sawit (K)
- T_{∞} = Temperatur uap (K)
- L_c = *Characteristic Length* (m)
- V = Volume benda (m^3)
- A_s = Luas permukaan (m^2)

2.6 Efisiensi Termal

Efisiensi termal yaitu perbandingan energi yang bermanfaat untuk merebus kelapa sawit (bahan baku) dengan energi yang masuk. Sehingga persamaannya sebagai berikut:

$$\eta_{sterilizer} = \frac{E_{used}}{E_{in}} = \frac{\Delta E_{st}}{E_{uap}} = \frac{\Delta U}{(m \times h)_{uap}} \dots \dots \dots (2.39)$$

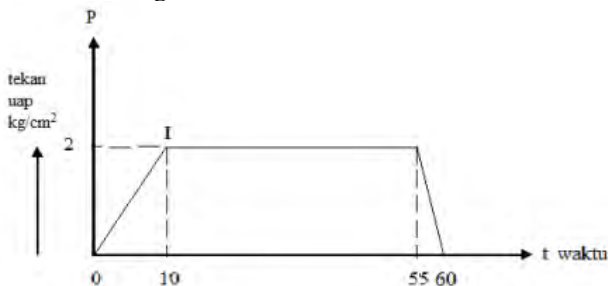
dengan :

$\eta_{sterilizer}$	= efisiensi <i>sterilizer</i>
E_{in}	= energi <i>thermal</i> masuk sistem (Joule)
E_{used}	= energi yang dimanfaatkan untuk merebus kelapa sawit (Joule)
ΔU	= perubahan energi dalam (Joule)
m	= massa uap (kg)
h	= enthalpy uap (kJ/kg)

2.7 Penelitian Terdahulu

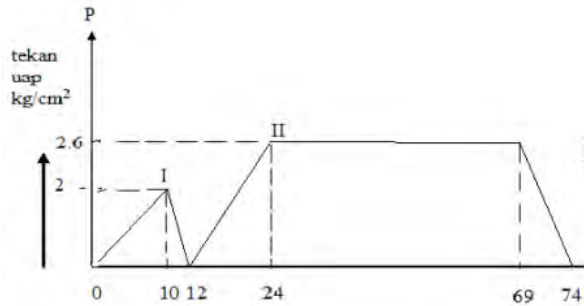
Penelitian dilakukan oleh Tekad Sitepu: “Analisa Kebutuhan Uap Pada Sterilizer Pabrik Kelapa Sawit Dengan Lama Perebusan 90 Menit”(tahun 2011) yang membahas tujuan dari perebusan, sistem perebusan, lama perebusan, kandungan tandan buah segar dan kecepatan aliran kalor dan kebutuhan uap.

a. Sterilizer Single Peak



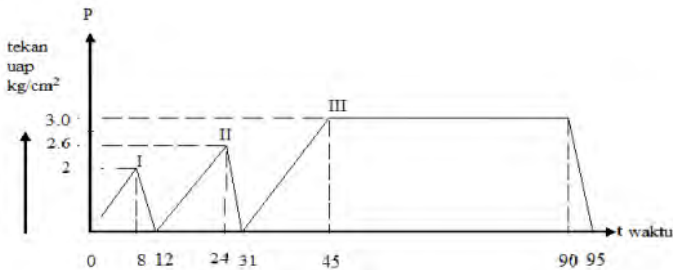
Gambar 2.13 Sistem Perebusan *Single Peak*

b. Sterilizer Double Peak



Gambar 2.14 Sistem Perebusan *Double Peak*

c. Sterilizer Triple Peak



Gambar 2.15 Sistem Perbusan *Triple Peak III*

1. Kecepatan Aliran Kalor dan Kebutuhan Uap

Dalam sistem dua dimensi, dimana hanya dua batas suhu, dapat didefinisikan faktor bentuk konduksi S sehingga dapat diperoleh rumus mencari aliran kalor sebagai berikut:

$$q = k \cdot S \cdot \Delta T \quad \dots\dots\dots(2.52)$$

dengan:

q = Aliran kalor

k = Konduktivitas termal untuk uap air (jenuh)

S = Faktor bentuk konduksi
 ΔT = Selisih temperatur yaitu selisih temperatur uap masuk sterilizer dengan temperatur udara standart (atmosfer).

Nilai S untuk beberapa bentuk geometri dapat ditentukan, dimana faktor bentuk yang digunakan adalah silinder bolong dengan panjang L yaitu:

$$S = \frac{2\pi L}{\ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)} \dots\dots\dots(2.53)$$

dengan:

S = Faktor bentuk konduksi
 L = Panjang Silinder Sterilizer (m)
 r_o = jari-jari luar sterilizer (m)
 r_i = jari-jari dalam sterilizer (m)

Kebutuhan uap dihitung berdasarkan besarnya panas yang diperlukan pada sterilizer:

$$\dot{m}_u = \frac{Q_{tot}}{h_g - h_x} \dots\dots\dots(2.54)$$

dengan:

\dot{m}_u = massa aliran uap (kg/jam)
 Q_{tot} = panas yang diperlukan untuk proses perebusan (kkal/jam)
 h_g = enthalpy uap mask sterilizer (kkal/kg)
 h_x = enthalpy kondensate keluar sterilizer (kkal/kg)

BAB III

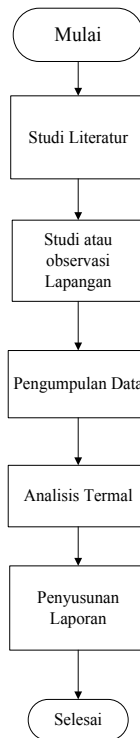
METODOLOGI ANALISIS

3.1 Umum

Metodologi merupakan kerangka dasar dari tahapan penyelesaian tugas akhir. Metodologi analisis ini mencakup semua kegiatan yang dilaksanakan untuk melakukan proses analisis terhadap permasalahan tugas akhir.

3.2 Langkah Penelitian

Langkah penelitian tugas akhir ini ditunjukkan melalui flowchart berikut ini :



Gambar 3.1 Diagram Alir Tugas Akhir

3.3 Pengumpulan Data

Data yang dibutuhkan untuk analisis diperoleh dari dokumen PT. Boma Bisma Indra. Data tersebut berupa data rancangan dan spesifikasi *Sterilizer*.

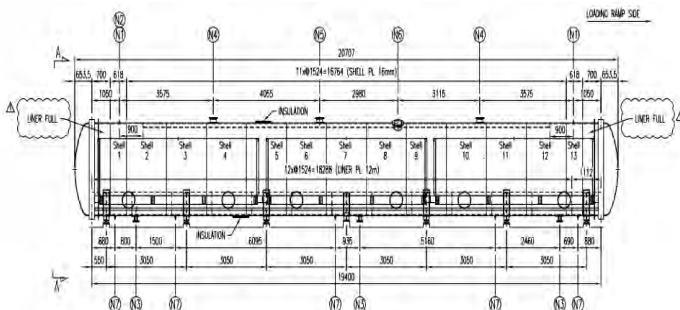
3.3.1 Objek Penelitian

3.3.1.1 Spesifikasi Sterilizer

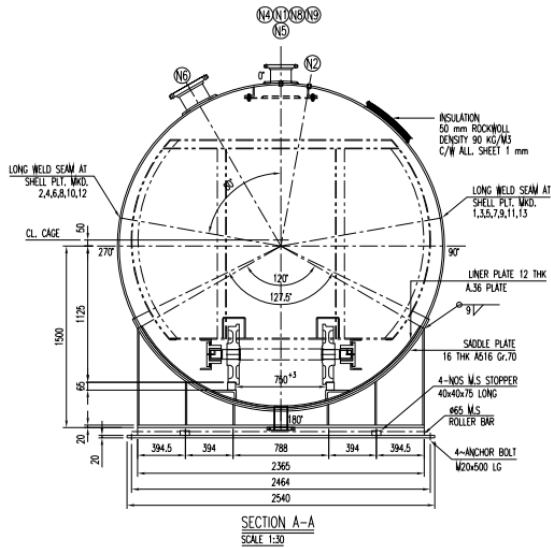
Objek penelitian pada tugas akhir ini adalah *sterilizer* di PT. Boma Bisma Indra dengan spesifikasi sebagai dipaparkan dalam gambar 3.2 dan 3.3:



Gambar 3.2 *Sterilizer* tipe horizontal PT. Boma Bisma Indra



(a)



(b)

Gambar 3.3 (a) *Sterilizer* tampak samping
(b) *Sterilizer* tampak depan

Tabel 3.1 Data *Nozzle and Conections*

N7	5	3/8"	150#	SOCKET	TELL TAIL NOZLE
N6	1	8"	150#	SO-RF	STEAM EXHAUST
N5	1	6"	150#	SO-RF	RELIEF VALVE
N4	2	6"	150#	SO-RF	STEAM INLET
N3	3	4"	150#	SO-RF	CONDENSATE OUTLET
N2	1	1/2"	3000#	SOCKET	TEMP./PRESS REC
N1	2	1/2"	3000#	SOCKET	PRESSURE GAUGE
MARK	QTY	SIZE	RATING	TYPE	SERVICES
NOZZLE AND CONECTIONS					

Tabel 3.2 Design Data Sterilizer

DESIGN DATA			
DESIGN CODE	ASME SECTION VIII DIVISION I 1999 ED. + ADD. 2000 OR EQUIVALENT		
DESIGN PRESSURE	3.5 bar	CORROSION ALLOWANCE	1.5 mm (0.0625)
HYDROSTATIC TEST PRESS.	5.25 bar @ 30° C	RADIOGRAPHY	10 %
DESIGN TEMPERATURE	147° C	JOINT EFFICIENCY	0.70 (SHELL) 0.85 SEAMLESS HEAD
WORKING PRESSURE	3.1 bar	P.H.W.T.	NO
WORKING TEMP.	145° C	MEDIUM	STEAM
MIN. DESIGN MAT'L TEMP.	21° C	VOLUME	1.32 M3
MATERIAL			
SHELL	A 516 GR. 70	BOLT & NUT	A 193 GR.B A 194 GR.2H
HEADS	A 516 GR. 70	SOCKET	A-36
SADDLE WEB & STIFF	JIS G3101 or A36	PIPE	A-106 GR.B SCH 40
SADDLE PADS	A 516 GR. 70	ROD BAR	A-36
FLANGE PADS	16 mm-A 516 GR. 70		
FLANGE	WELDING NECK		
GASKET	3 mm CAF		
LINER (SHELL)	12mm A-36		
LINER (HEAD)	6mm SS 304		
WEIGHT			
EMPTY	19 M.T	OPERATING	- M.T
FILLED WITH WATER	153 M.T		
OTHERS			
INSULATION	YES	NAME PLATE	YES
EARTH LUG	YES	ANCHOR BOLT	YES
LIFTING LUG	YES		

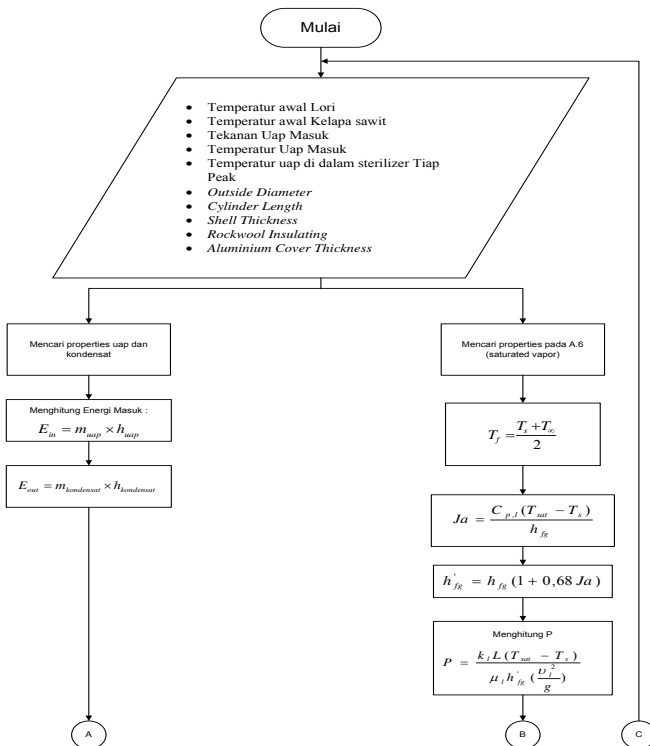
Tabel 3.3 Data Spesifikasi Sterilizer di PT. Boma Bisma Indra

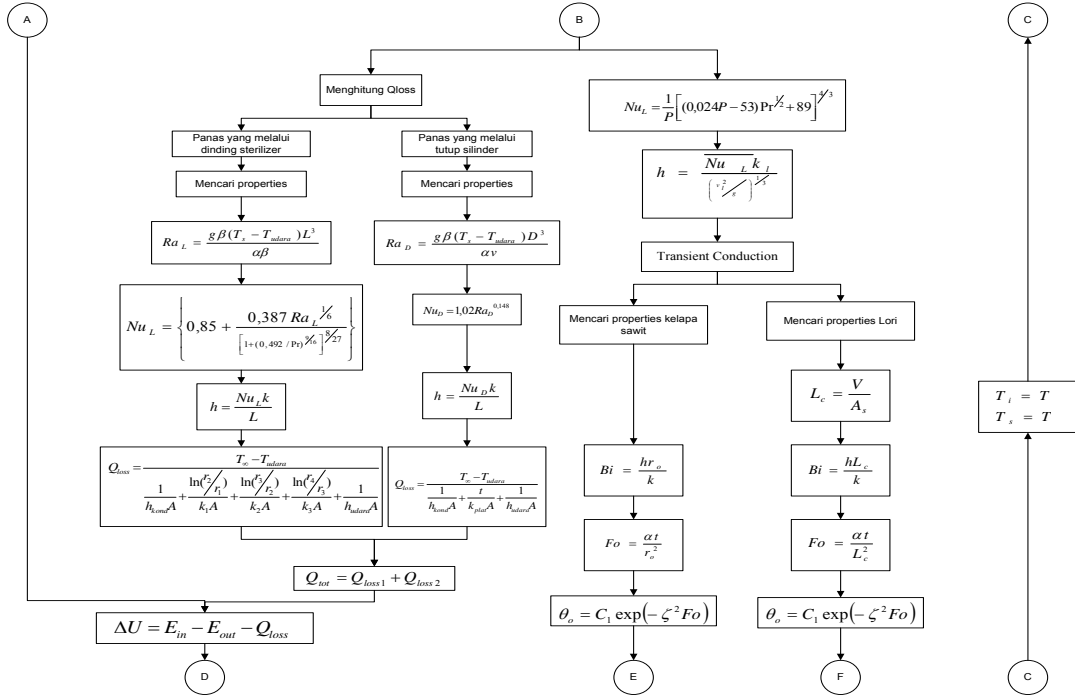
STERILIZER DATA	
Type	Horizontal
Capacity	30 ton FFB
Outside Diameter	2700 mm
Cylinder Length	19400 mm
Shell Thickness	16 mm
Working pressure Max	3,5 bar
Rockwool Insulating Thickness	50 mm
Aluminium Cover Thickness	1 mm

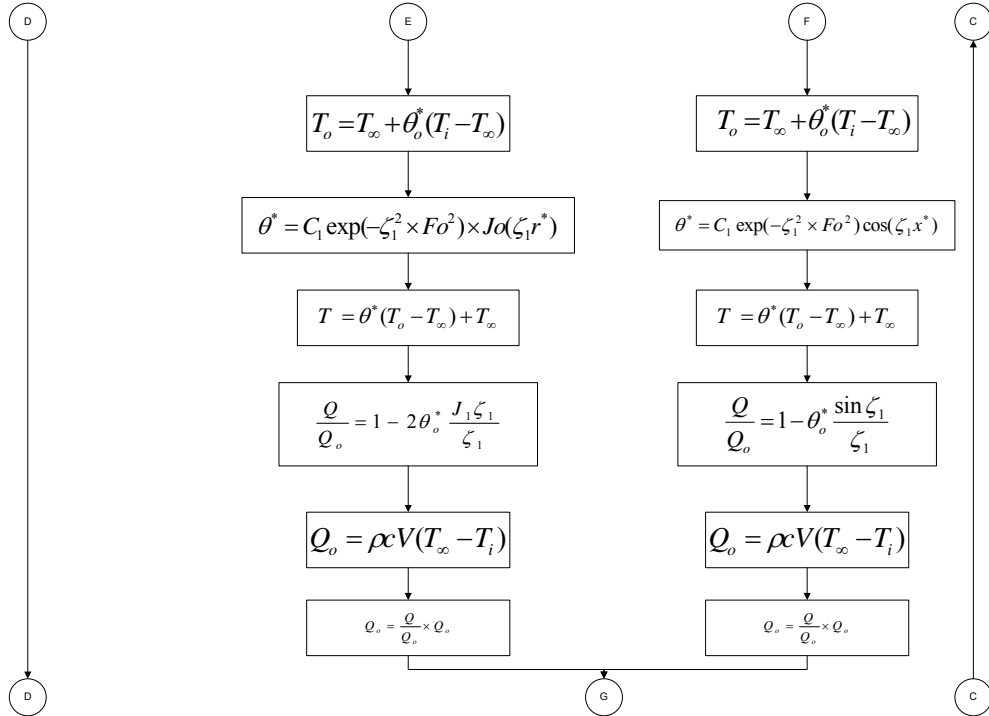
Tabel 3.4 Data Operasi *Sterilizer* di PT. Boma Bisma Indra

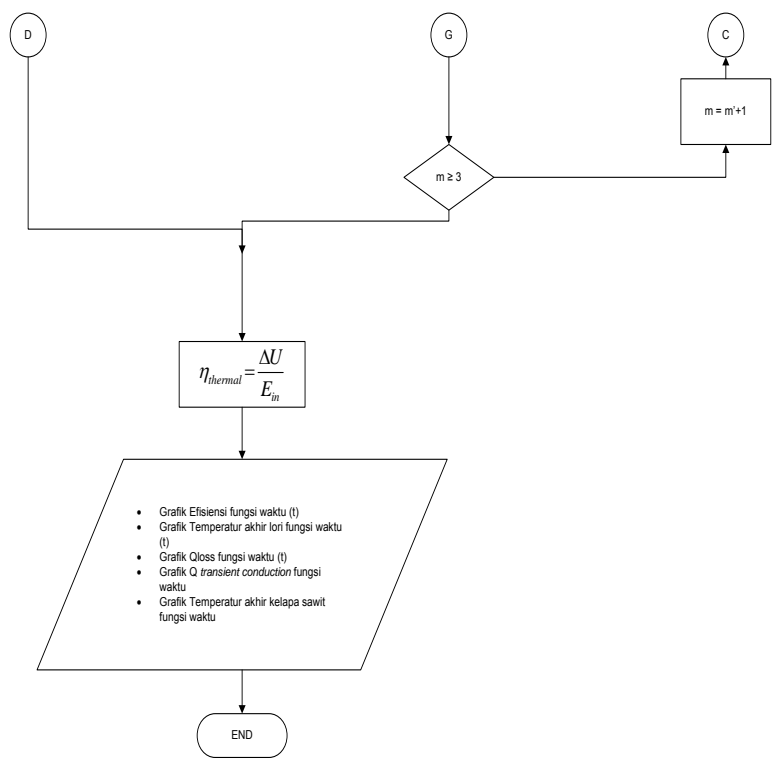
<i>OPERATION DATA</i>	
<i>Steam Temperature</i>	<i>147°C</i>
<i>Steam Input</i>	<i>8100 kg/h</i>
<i>Steam Pressure</i>	<i>3,1 bar</i>

3.4 Diagram Perhitungan









Gambar 3.4 Diagram Perhitungan

BAB IV ANALISIS DAN PEMBAHASAN

4.1 Data Hasil Operasi

4.1.1 Data PT. Boma Bisma Indra

Data yang dibutuhkan untuk menganalisis *Sterilizer* diperoleh dari dokumen PT. Boma Bisma Indra (Persero) yaitu:

Tabel 4.1 Data *Sterilizer* PT. Boma Bisma Indra

<i>STERILIZER DATA</i>	
<i>Type</i>	<i>Horizontal</i>
<i>Outside Diameter</i>	<i>2700 mm</i>
<i>Cylinder Length</i>	<i>19400 mm</i>
<i>Shell Thickness</i>	<i>16 mm</i>
<i>Working pressure Max</i>	<i>3,5 bar</i>
<i>Rockwool Insulating Thickness</i>	<i>50 mm</i>
<i>Aluminium Cover Thickness</i>	<i>1 mm</i>

Tabel 4.2 Dimensi Lori

Panjang Lori	6000 mm
Jari-jari Lori	1160 mm

Tabel 4.3 Data Operasi *Sterilizer* PT. Boma Bisma Indra

Temperatur awal Lori	30 °C
Temperatur awal Kelapa sawit	30 °C
Tekanan Uap Masuk	3,5 bar
Temperatur Uap Masuk	135°C

Temperatur uap di dalam sterilizer Peak I	111,4 °C
Temperatur uap di dalam sterilizer Peak II	127,53 °C
Temperatur uap di dalam sterilizer Peak III	133,43 °C

4.2 Analisis Berdasarkan Termodinamika

4.2.1 Energi Masuk *Sterilizer*

Energi yang masuk ke dalam *sterilizer* merupakan uap yang berasal dari *back pressure vessel* yang memiliki tekanan 3,5 bar dan temperatur 135°C.

a. *Peak I*

1. Menghitung Volume *Sterilizer*, Lori dan Tandan Buah Segar

$$V_{sterilizer} = \frac{\pi}{4} \times d_{in}^2 \times L = \frac{\pi}{4} \times (2,633 \text{ m})^2 \times 19,4 \text{ m} \\ = 105,578 \text{ m}^3$$

$$V_{lori} = A_{tutup \text{ lori}} \times L = 2,31 \text{ m}^2 \times 6 \text{ m} = 13,86 \text{ m}^3$$

$$V_{TBS} = \pi \times r^2 \times L = \pi \times (1,16 \text{ m})^2 \times 6 \text{ m} = 25,35 \text{ m}^3$$

2. Menghitung massa uap pada *sterilizer*

Massa uap dapat dihitung sebagai berikut:

$$m_{uap} = \rho_{uap} \times V$$

dengan $V = V_{sterilizer} - V_{lori} - V_{TBS}$

$$V = 105,578 \text{ m}^3 - 13,863 \text{ m}^3 - 25,351 \text{ m}^3 = 66,364 \text{ m}^3 \text{ dan pada } P = 1,5 \text{ bar dari tabel A.3 didapatkan } \rho_{uap} = 0,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \text{ dan pada } P = 3,5 \text{ bar dan } T = 135 \text{ °C dari}$$

tabel A.4 didapat $h_{uap} = 2727,15 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$, maka massa uap diperoleh sebagai berikut :

$$m_{uap} = 0,86 \frac{kg}{m^3} \times 66,364 m^3 = 57,26 kg$$

Setelah menghitung massa uap, energi masuk dapat diperoleh sebagai berikut :

$$E_{in} = m_{uap} \times h_{uap} = 57,26 kg \times 2727,15 \frac{kJ}{kg} = 156156,6 kJ$$

b. *Peak II*

1. Menghitung Volume *Sterilizer*, Lori dan Tandan Buah Segar

$$V_{sterilizer} = \frac{\pi}{4} \times d_{in}^2 \times L = \frac{\pi}{4} \times (2,633 m)^2 \times 19,4 m = 105,578 m^3$$

$$V_{lori} = A_{tutup lori} \times L = 2,31 m^2 \times 6 m = 13,86 m^3$$

$$V_{TBS} = \pi \times r^2 \times L = \pi \times (1,16 m)^2 \times 6 m = 25,35 m^3$$

2. Menghitung massa uap pada *sterilizer*

Massa uap dapat dihitung sebagai berikut:

$$m_{uap} = \rho_{uap} \times V$$

$$\text{dengan } V = V_{sterilizer} - V_{lori} - V_{TBS}$$

$$V = 105,578 m^3 - 13,863 m^3 - 25,351 m^3 = 66,364 m^3 \text{ dan pada } P = 2,5 \text{ bar dari tabel A.3 didapatkan } \rho_{uap} = 1,39 \frac{kg}{m^3} \text{ dan pada } P = 3,5 \text{ bar dan } T = 135 \text{ } ^\circ\text{C dari}$$

tabel A.4 didapat $h_{uap} = 2727,15 \frac{kJ}{kg}$, maka massa uap diperoleh sebagai berikut :

$$m_{uap} = 1,39 \frac{kg}{m^3} \times 66,364 m^3 = 92,34 kg$$

Setelah menghitung massa uap, energi masuk dapat diperoleh sebagai berikut :

$$\begin{aligned} E_{in} &= m_{uap} \times h_{uap} \\ &= 92,34 \text{ kg} \times 2727,15 \text{ kJ/kg} = 251823,37 \text{ kJ} \end{aligned}$$

c. *Peak III*

1. Menghitung Volume *Sterilizer*, Lori dan Tandan Buah Segar

$$\begin{aligned} V_{sterilizer} &= \frac{\pi}{4} \times d_{in}^2 \times L = \frac{\pi}{4} \times (2,633 \text{ m})^2 \times 19,4 \text{ m} \\ &= 105,578 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{lori} = A_{tutup \text{ lori}} \times L = 2,31 \text{ m}^2 \times 6 \text{ m} = 13,86 \text{ m}^3$$

$$V_{TBS} = \pi \times r^2 \times L = \pi \times (1,16 \text{ m})^2 \times 6 \text{ m} = 25,35 \text{ m}^3$$

2. Menghitung massa uap pada *sterilizer*

Massa uap dapat dihitung sebagai berikut:

$$m_{uap} = \rho_{uap} \times V$$

dengan $V = V_{sterilizer} - V_{lori} = 105,58 \text{ m}^3 - 13,86 \text{ m}^3 = 66,364 \text{ m}^3$ dan pada $P = 3 \text{ bar}$ dari tabel A.3 didapatkan $\rho_{uap} = 1,65 \text{ kg/m}^3$ dan pada $P = 3,5 \text{ bar}$ dan $T = 135 \text{ }^\circ\text{C}$ dari tabel A.4

didapat $h_{uap} = 2727,15 \text{ kJ/kg}$, maka massa uap diperoleh sebagai berikut :

$$m_{uap} = 1,65 \text{ kg/m}^3 \times 66,364 \text{ m}^3 = 109,55 \text{ kg}$$

Setelah menghitung massa uap, energi masuk dapat diperoleh sebagai berikut :

$$E_{in} = m_{uap} \times h_{uap}$$

$$= 109,55 \text{ kg} \times 2727,15 \text{ kJ/kg} = 298754,46 \text{ kJ}$$

Tabel 4.4 Energi Masuk Tiap Peak

Peak	Ein (kJ)
I	156156,56
II	251823,37
III	298754,46

4.2.2 Energi Keluar

Energi yang keluar dari *sterilizer* berasal dari kondensat. Uap yang ada di dalam *sterilizer* mengalami kondensasi sehingga massa uap sama dengan massa kondensat karena tidak mengalami perubahan massa. Massa kondensat tiap peak dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.5 Massa Kondensat Tiap Peak

Peak	Massa kondensat (kg)
I	57,26
II	92,34
III	109,55

Energi yang keluar dari *sterilizer* dapat dihitung sebagai berikut:

$$E_{out} = m_{kondensat} \times h_{kondensat}$$

dengan *enthalpy* kondensat diperoleh dari tabel A.3 pada temperatur 100°C sebesar 2727,153 kJ/kg karena kondensat dibuang ke atmosfer. sehingga energi yang keluar dari *sterilizer* sebagai berikut:

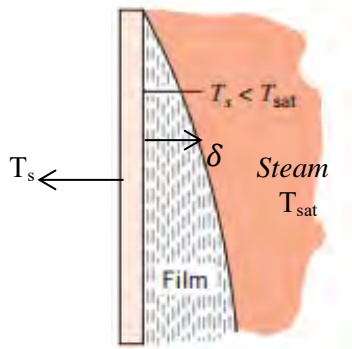
Tabel 4.6 Energi Keluar Tiap *Peak*

Peak	E_{out} (kJ)
I	33159,9652
II	53474,8847
III	63440,7389

4.3 Analisis Perpindahan Panas

4.3.1 Kondensasi dan Panas yang Diserap oleh Lori Tiap *Peak*

Kondensasi yang terjadi pada lori merupakan kondensasi film. Proses kondensasi terjadi apabila $T_s < T_{sat}$ dan lori diasumsikan *vertical plate* sehingga untuk mencari nilai koefisien h kondensasi yang terjadi pada lori menggunakan persamaan kondensasi yang terjadi pada *vertical plate*.



Proses kondensasi yang terjadi di dalam *sterilizer* menggunakan temperatur permukaan dari lori. Berikut adalah contoh perhitungan kondensasi di sisi lori pada *peak* I. Dari tabel A. 6 (*saturated vapor*) diperoleh properties uap sebagai berikut:

Tabel 4.7 Properties Uap Tiap Peak pada Kondisi *Saturated Vapor*

Peak	T_{sat} (K)	T_s (K)	v (m ³ /kg)	ρ_v (kg/m ³)	h_{fg} (kJ/kg)	h'_{fg} (J/kg)
I	384,51	303	1,1612	0,861	2226,38	2226380
II	400,53	381,8	0,722	1,386	2181,4	2181406
III	406,43	399,9	0,616	1,622	2163,7	2163697

Dengan menggunakan temperatur film ($T_f = \frac{T_{sat} + T_s}{2}$) pada tabel A.6 (*Saturated Liquid*) dapat diperoleh properties sebagai berikut:

Tabel 4.8 Properties Uap Tiap *Peak* pada Kondisi *Saturated Vapor*

Peak	T_f (K)	v_l (m ³ /kg)	ρ_l (kg/m ³)	μ_l (N.s/m ²)	k_l (W/m. K)	$c_{p,l}$ (J/kg.K)	ν (m ² /s)	Pr_l
I	343,8	0,001	977,3	4×10^{-4}	0,663	4190,25	$4,06 \times 10^{-7}$	2,5
II	391,8	0,0011	944,2	$2,4 \times 10^{-4}$	0,686	4240,98	$2,5 \times 10^{-7}$	1,5
III	403,2	0,0011	934,4	$2,1 \times 10^{-4}$	0,688	4263,01	$2,3 \times 10^{-7}$	1,3

Berikut adalah contoh perhitungan pada *peak* I:

1. Menghitung *Jacob Number*

Jacob Number dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$Ja = \frac{c_{p,l}(T_{sat} - T_s)}{h_{fg}} = \frac{4190,25 \frac{J}{kg} \cdot K (384,51 - 303)K}{2226380 J/kg} = 0,153404$$

2. Menghitung *Modified Latent Heat* (h'_{fg})

$$\begin{aligned} h'_{fg} &= h_{fg}(1 + 0,68Ja) = 2226,38 \frac{kJ}{kg} (1 + (0,68 \times 0,153404)) \\ &= 2458,6241 \frac{kJ}{kg} \end{aligned}$$

3. Menghitung Parameter Tak Berdimensi P

Karena ketebalan kondensasi tidak diketahui, maka dapat menggunakan Parameter P untuk mengganti *Reynolds Number*. Untuk menghitung P sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{k_l L (T_{sat} - T_s)}{\mu_l h'_{fg} \left(v_l^2 / g \right)^{1/3}} \\
 &= \frac{0,663 \text{ W/m.K} \times 4,13 \text{ m} \times (384,51 - 303) \text{ K}}{0,000397 \text{ N.s/m}^2 \times 2458,6241 \times 10^3 \text{ J/kg} \left[\frac{(4,06 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s})^2}{9,81 \text{ m/s}^2} \right]^{1/3}} \\
 &= 8045,1532 \text{ Turbulen (} P \geq 2530, Pr_l \geq 1) \\
 \text{dengan } L &= \frac{\pi D}{2} = \pi \times \frac{2,633 \text{ m}}{2} = 4,13 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung *Nusselt Number*

Karena pada *peak I*, *peak II* dan *peak III* merupakan kondensasi turbulen dengan nilai $P \geq 2530$, $Pr_l \geq 1$, maka untuk menghitung *Nusselt Number* menggunakan persamaan yang direkomendasikan oleh Labuntsov sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \overline{Nu}_L &= \frac{1}{P} \left[(0,024P - 53) Pr_l^{1/2} + 89 \right]^{4/3} \\
 &= \frac{1}{8045,1532} \left[(0,024 \times 8045,1532 - 53) \times 2,5^{1/2} + 89 \right]^{4/3} \\
 &= 0,261
 \end{aligned}$$

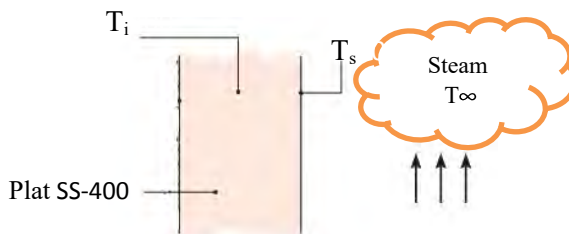
5. Menghitung koefisien konveksi

$$\begin{aligned}
 \bar{h}_L &= \frac{\overline{Nu}_L k_l}{(v_l^2 / g)^{1/3}} \\
 &= \frac{0,261 \times 0,663 \text{ W/m.K}}{\left[\frac{(2,9 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s})^2}{9,81 \text{ m/s}^2} \right]^{1/3}} = 6768,327 \text{ W/m}^2\text{K}
 \end{aligned}$$

Setelah perhitungan tersebut selanjutnya menghitung energi yang diserap oleh lori pada masing-masing *peak*. Dari nilai temperatur akhir dari lori yang dihitung dari persamaan panas yang diserap oleh lori (*transient conduction*), selanjutnya digunakan sebagai temperatur permukaan pada *peak* 2 dan hasil perhitungan temperatur akhir di *peak* 2 selanjutnya digunakan sebagai temperatur permukaan pada *peak* 3. Bahan dari lori adalah ASTM-A36-SS400, dengan properties sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\rho &= 7800 \text{ kg/m}^3 \\ C_p &= 480 \text{ J/kg.K} \\ k &= 50 \text{ W/m.K} \\ \alpha &= 0,000013 \text{ m}^2/\text{s}\end{aligned}$$

Berikut adalah perhitungan *panas yang diserap* oleh lori pada *peak* I:



1. Menghitung panjang karakteristik (L_c)

Untuk menghitung panjang karakteristik dari lori sebagai berikut:

$$L_c = \frac{V}{A_s}$$

Dengan $V_{lori} = A_{alas} \times L_{lori} = 2,31 \text{ m}^2 \times 6 \text{ m} = 13,86 \text{ m}^3$ dan $A_s = 16,37 \text{ m}^2 + (2 \times 2,31) \text{ m}^2 = 20,99 \text{ m}^2$,
Sehingga

$$L_c = \frac{13,86 \text{ m}^3}{20,99 \text{ m}^2} = 0,66 \text{ m}$$

2. Menghitung *Biot Number*

$$Bi = \frac{hL_c}{k} = \frac{6768,327 \text{ W/m}^2\text{K} \times 0,66 \text{ m}}{50 \text{ W/m.K}} = 89,39242$$

dengan h menggunakan h kondensasi

3. Menghitung *Fourier Number*

$$Fo = \frac{\alpha t}{L_c^2} = \frac{0,000013 \text{ m}^2/\text{s} \times 600 \text{ s}}{(0,66 \text{ m})^2} = 0,0179$$

Dari tabel 5.1 dengan $Bi = 123,55$ untuk *plane wall* diperoleh $\zeta = 1,552$ dan $C_1 = 1,273$.

4. Menghitung temperatur pusat lori (θ_o^*)

$$\theta_o^* = \frac{T_o - T_\infty}{T_i - T_\infty} = C_1 \exp(-\zeta_1^2 Fo)$$

$$\theta_o^* = 1,273 \exp (1,552^2 \times 0,0179) = 1,329$$

5. Menghitung rasio total perpindahan energi $\frac{Q}{Q_o}$

Untuk menghitung $\frac{Q}{Q_o}$ pada *plane wall* sebagai berikut:

$$\frac{Q}{Q_o} = 1 - \theta_o^* \sin \frac{\zeta_1}{\zeta_1} = 1 - 1,329 \sin \frac{1,55}{1,55} = 0,1437$$

6. Menghitung *Initial Internal Energy* (Q_o)

$$\begin{aligned} Q_o &= \rho c V (T_\infty - T_i) \\ &= 7800 \text{ kg/m}^3 \times 480 \text{ J/kg.K} \times 13,86257232 \text{ m}^3 (384,51 \\ &\quad - 303) \text{ K} \\ &= 4,23 \times 10^9 \text{ J} \end{aligned}$$

7. Menghitung panas yang diserap oleh lori (Q)

$$\begin{aligned} Q &= 0,143589577 \times 4,23 \times 10^9 \text{ J} \\ &= 6,08290 \times 10^8 \text{ J} = 608,29 \text{ J} \end{aligned}$$

8. Menghitung temperatur *uniform initial temperature* pada lori (θ^*)

$$\begin{aligned} \theta^* &= C_1 \exp(-\zeta_1^2 \times Fo) \cos(\zeta_1 \times x^*) \\ &= 1,552 \exp (-1,552^2 \times 0,017886) \cos (1,552 \\ &\quad \times 1) \\ &= 0,025 \end{aligned}$$

Setelah menghitung θ^* dapat diperoleh temperatur akhir dari lori sebagai berikut:

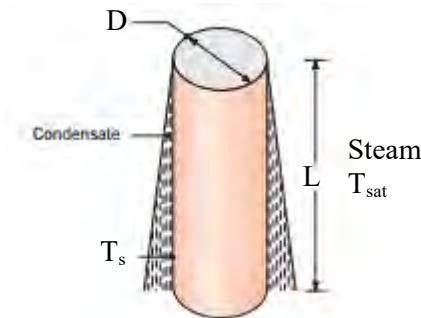
$$\begin{aligned}
 T &= \theta^* (T_o - T_\infty) + T_\infty \\
 &= 0,025 (276,18 - 384,51) K + 384,51 K \\
 &= 381,8003 K
 \end{aligned}$$

Koefisien konveksi kondensasi dan panas yang diserap oleh lori tiap *peak* dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.9 Koefisien Konveksi dan Panas yang Diserap oleh Lori Tiap *Peak*

Peak	h (W/m ² .K)	Q (MJ)
I	6768,327	608,29
II	6952,06	94,31
III	7307,633	27,318

4.3.2 Kondensasi dan Panas yang Diserap oleh Kelapa Sawit Tiap *Peak*



Berikut adalah contoh perhitungan kondensasi di sisi kelapa sawit pada *peak* I dengan kelapa sawit didekati dengan silinder. Dari tabel A. 6 (*saturated vapor*) diperoleh properties uap sebagai berikut:

Tabel 4.10 Properties Uap Tiap *Peak* pada Kondisi *Saturated Vapor*

Peak	T _{sat} (K)	T _s (K)	v (m ³ /kg)	ρ _v (kg/m ³)	h _{fg} (kJ/kg)	h _{fg} (J/kg)
I	384,51	303	1,16	0,86	2226,38	2226380
II	400,53	381,8	0,72	1,39	2181,4	2181406
III	406,43	399,93	0,62	1,62	2163,7	2163697

Dengan menggunakan temperatur film ($T_f = \frac{T_{sat} + T_s}{2}$) pada tabel A.6 (*Saturated Liquid*) dapat diperoleh properties sebagai berikut:

Tabel 4.11 Properties Uap Tiap *Peak* pada Kondisi *Saturated Vapor*

Peak	v _l (m ³ /kg)	ρ _l (kg/m ³)	μ _l (N.s/m ²)	k _l (W/m.K)	c _{p,l} (J/kg.K)	V (m ² /s)	Pr _l
I	0,00102	977,28	0,0004	0,663	4190,3	4,1x10 ⁻⁷	2,5
II	0,00106	943,18	0,0002	0,686	4243,2	2,5x10 ⁻⁷	1,4
III	0,00107	934,16	0,00021	0,688	4263,7	2,3x10 ⁻⁷	1,3

Berikut adalah contoh perhitungan pada *peak* I:

1. Menghitung *Jacob Number*

Jacob Number dapat dihitung sebagai berikut:

$$Ja = \frac{c_{p,l}(T_{sat} - T_s)}{h_{fg}} = \frac{4190,25 \frac{J}{kg} \cdot K (384,51 - 303)K}{2226380 \frac{J}{kg}} = 0,153404$$

2. Menghitung *Modified Latent Heat* (h'_{fg})

$$h'_{fg} = h_{fg}(1 + 0,68Ja) = 2226,38 \frac{kJ}{kg} (1 + (0,68 \times 0,153404)) = 2458,6241 \frac{kJ}{kg}$$

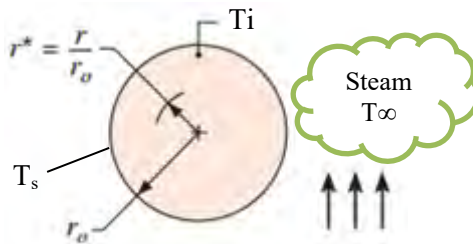
3. Menghitung koefisien konveksi

$$\bar{h}_D = 0,729 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h'_{fg}}{\mu_l (T_{sat} - T_s) D} \right]^{1/4}$$

$$= 403,961 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Setelah perhitungan tersebut selanjutnya menghitung panas yang diserap oleh kelapa sawit (*transient conduction*) pada masing-masing peak. Dari nilai temperatur akhir dari kelapa sawit yang dihitung dari persamaan *transient conduction*, selanjutnya digunakan sebagai temperatur permukaan pada peak 2 dan hasil perhitungan temperatur akhir di peak 2 selanjutnya digunakan sebagai temperatur permukaan pada peak 3. Kelapa sawit didekati dengan *soft wood* dengan properties sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \rho &= 510 \text{ kg/m}^3 \\ C_p &= 1380 \text{ J/kg.K} \\ k &= 0,12 \text{ W/m.K} \\ \alpha &= 1,705 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s} \end{aligned}$$



Berikut adalah perhitungan energi yang diserap oleh kelapa sawit dari peak I:

1. Menghitung *Biot Number*

$$Bi = \frac{hr_o}{k} = \frac{403,961 \text{ W/m}^2\text{K} \times 1,1 \text{ m}}{0,12 \text{ W/m.K}} = 1851,5$$

2. Menghitung *Fourier Number*

$$Fo = \frac{\alpha t}{r_o^2} = \frac{1,705 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s} \times 600 \text{ s}}{(1,1 \text{ m})^2} = 2,7 \times 10^{-4}$$

Dari tabel 5.1 dengan $Bi = 1851,5$ untuk *cylinder* diperoleh $\zeta = 2,4048$ dan $C_1 = 1,6021$.

3. Menghitung Temperatur Pusat Kelapa Sawit (θ_o^*)

$$\theta_o^* = \frac{T_o - T_\infty}{T_i - T_\infty} = C_1 \exp(-\zeta_1^2 Fo)$$

$$\theta_o^* = 1,6021 \exp(-2,4048^2 \times 2,7 \times 10^{-4}) = 1,6$$

4. Menghitung Rasio $\frac{Q}{Q_o}$

Untuk menghitung $\frac{Q}{Q_o}$ pada *cylinder* sebagai berikut:

$$\frac{Q}{Q_o} = 1 - 2\theta_o^* \frac{J_1(\zeta_1)}{\zeta_1}$$

dengan $J_1(\zeta_1)$ didapat dari tabel 18-2 (A practical Approach by Yunus A Cengel) yang merupakan fungsi dari ζ_1 . Dengan $\zeta_1 = 2,4048$ diperoleh nilai $J_1 = 0,496416$. Sehingga nilai $\frac{Q}{Q_o}$ dapat dihitung sebagai berikut:

$$\frac{Q}{Q_o} = 1 - 2(1,603) \frac{0,496}{2,4048} = 0,338$$

5. Menghitung Q_o

$$\begin{aligned}
 Q_o &= \rho c V (T_\infty - T_i) \\
 &= 510 \text{ kg/m}^3 \times 1380 \text{ J/kg.K} \times 25,351104 \text{ m}^3 (384,51 \\
 &\quad - 303) \text{ K} \\
 &= 1,45 \times 10^9 \text{ J}
 \end{aligned}$$

6. Menghitung panas yang diserap oleh Kelapa sawit (Q)

$$\begin{aligned}
 Q &= 0,338 \times 1,45 \times 10^9 \text{ J} = 4,92 \times 10^8 \text{ J} \\
 &= 492,007 \text{ MJ}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung Temperatur Akhir Kelapa Sawit (θ^*)

$$\begin{aligned}
 \theta^* &= C_1 \exp(-\zeta_1^2 \times Fo) \times J_o(\zeta_1 \times r^*) \\
 &= 1,6021 \exp(-1,6021^2 \times 6,71 \times 10^{-5} \times 1) \\
 &= 0,00045
 \end{aligned}$$

Setelah menghitung θ^* dapat diperoleh temperatur akhir dari lori sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 T &= \theta^* (T_o - T_\infty) + T_\infty \\
 &= 0,00045 (253,87 - 384,51) \text{ K} + 384,51 \text{ K} \\
 &= 384,45 \text{ K}
 \end{aligned}$$

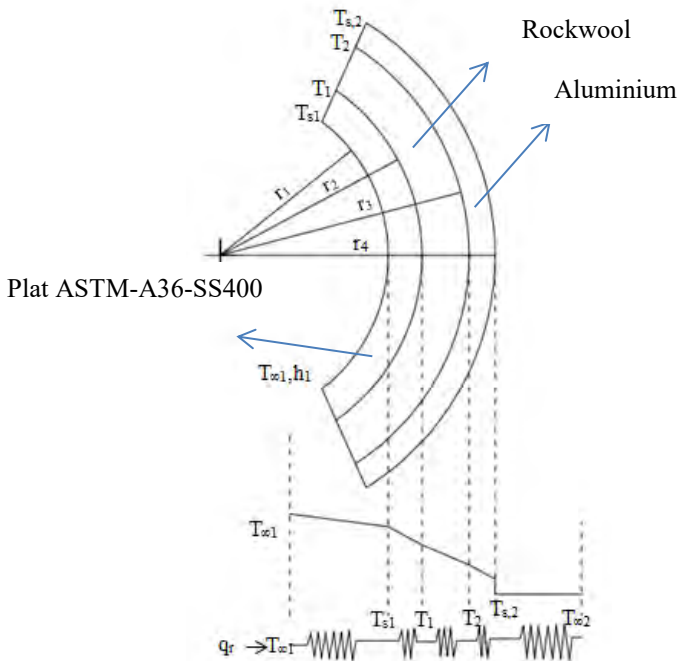
Koefisien konveksi kondensasi dan panas yang diserap oleh kelapa sawit tiap peak dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.12 Koefisien Konveksi dan Panas yang Diserap oleh Kelapa Sawit Tiap *Peak*

Peak	h (W/m ² .K)	Q (MJ)
I	403,9611	913,9
II	674,53	187,9
III	883,6	70,07

4.3.3 Energi Yang Keluar dari *Sterilizer*

Energi yang keluar dari *sterilizer* berupa panas yang hilang melalui dinding *sterilizer* dan tutup dari *sterilizer*. Untuk Q_{loss} yang melalui dinding *sterilizer* dapat dihitung sebagai berikut:



Gambar 4.1 Lapisan dinding *Sterilizer*

Adapun konduktivitas termal dari lapisan dinding *sterilizer* sebagai berikut:

1. ASTM-A36-SS400

$$k = 50 \text{ W/m.K}$$

2. Rockwool

$$k = 0,0415 \text{ W/m.K}$$

3. Aluminium

$$k = 237 \text{ W/m.K}$$

1. Menghitung koefisien konveksi udara

Dengan $T_f = \frac{T_s + T_{udara}}{2} = \frac{(343 + 303)K}{2} = 323$, properties udara dapat diperoleh dari tabel A.4 sebagai berikut:

$$\rho = 1,084856 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 1007,92 \text{ J/kg.K}$$

$$k = 0,028002 \text{ W/m.K}$$

$$\alpha = 0,000025904 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\beta = 1/T_f = 0,003095975 \text{ K}^{-1}$$

Untuk menghitung nilai koefisien konveksi udara dapat diperoleh sebagai berikut:

1. Menghitung *Rayleigh Number*

$$\begin{aligned} Ra_D &= \frac{g\beta(T_s - T_{udara})D^3}{\nu\alpha} \\ &= \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times 0,003095975 \text{ K}^{-1} (343 - 303) \text{ K} \times (2,7 \text{ m})^3}{1,8204 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}} \times 2,5904 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}} \\ &= 5,1 \times 10^{10} \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

2. Menghitung *Nusselt Number*

Karena nilai Rayleigh Number yang didapat adalah turbulen sehingga mencari *Nusselt Number* menggunakan persamaan yang direkomendasikan oleh Churchill and Chu dengan $Ra_D \leq 10^{12}$ sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 Nu_L &= \left\{ 0,60 + \frac{0,387 Ra_L^{1/6}}{\left[1 + (0,559/Pr)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \\
 &= \left\{ 0,60 + \frac{0,387 \times (5,1 \times 10^{10})^{1/6}}{\left[1 + (0,559/0,70378)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\} \\
 &= 158,72
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Koefisien Konveksi Udara

$$\begin{aligned}
 h &= \frac{Nu_L k}{D} = \frac{158,72 \times 0,028002 \text{ W/m.K}}{2,7 \text{ m}} \\
 &= 1,646 \text{ W/m}^2\text{K}
 \end{aligned}$$

Nilai koefisien konveksi pada *peak* I,II dan III dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.13 Nilai Koefisien Konveksi Tiap *Peak*

Peak	h (W/m ² K)
I	1,646
II	1,646
III	1,646

Setelah menghitung koefisien konveksi udara maka panas yang hilang (Q_{loss}) dapat dihitung sebagai berikut:

$$Q_{loss} = \frac{T_{steam} - T_{udara}}{\frac{1}{h_1 2\pi r_1 L} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{k_1 2\pi L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{k_2 2\pi L} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{k_3 2\pi L} + \frac{1}{h_2 2\pi r_4 L}}$$

$$Q_{loss} = \frac{T_{steam} - T_{udara}}{R_{tot}}$$

$$\begin{aligned} R_{tot} &= \frac{1}{6768,327 \frac{W}{m^2 K} \times 160,39 m^2} \\ &\quad + \frac{\ln\left(\frac{1,3245 m}{1,3165 m}\right)}{50 \frac{W}{mK} \times 121,832 m} \\ &\quad + \frac{\ln\left(\frac{1,3495 m}{1,3245 m}\right)}{0,0415 \frac{W}{mK} \times 121,832 m} \\ &\quad + \frac{\ln\left(\frac{1,35 m}{1,3495 m}\right)}{237 \frac{W}{mK} \times 121,832 m} \\ &\quad + \frac{1}{1,646 \frac{W}{m^2 K} \times 164,47 m^2} \\ &= 62,084 \frac{K}{W} \end{aligned}$$

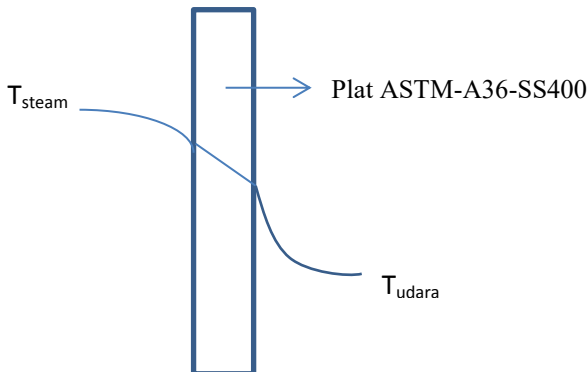
$$\begin{aligned}
 Q_{loss} &= \frac{(384,51 - 303)K}{62,084 \frac{K}{W}} = 1,3129 W \\
 &= 1,3129 \frac{J}{s} \times 600s = 787,75 J \\
 &= 0,787 kJ
 \end{aligned}$$

Panas yang hilang (Q_{loss}) melalui dinding *sterilizer* pada *peak* I,II dan III dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.14 Panas yang Hilang (Q_{loss}) Melalui Dinding *Sterilizer* Tiap *Peak*

Peak	T_{∞} (K)	T_{udara} (K)	t (s)	Q_{loss} (kJ)
I	384,51	303	10	0,78
II	400,53	303	21,5	2,027
III	406,43	303	53,5	5,35

Q_{loss} yang melewati tutup *sterilizer* dapat dihitung sebagai berikut:



Gambar 4.2 Tutup *Sterilizer*

Menghitung koefisien konveksi udara:

1. Menghitung *Rayleigh Number*

$$\begin{aligned}
 Ra_D &= \frac{g\beta(T_{steam} - T_{udara})D^3}{\alpha v} \\
 &= \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times 0,00291545 \text{ K}^{-1} (343 - 303) \text{ K} \times (2,7 \text{ m})^3}{1,8204 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}} \times 2,5904 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}} \\
 &= 32,01
 \end{aligned}$$

2. Menghitung *Nusselt Number*

Dari tabel 9.1 dengan $Ra_D = 32,01$ maka diperoleh $C = 1,02$ dan $n = 0,148$, sehingga Nu_D dapat dihitung sebagai berikut:

$$Nu_D = 1,02 Ra_D^{0,148} = 1,02 \times 32,01^{0,148} = 1,704$$

3. Menghitung Koefisien Konveksi

$$h = \frac{Nu_D k}{D} = \frac{1,704 \times 0,028002 \frac{\text{W}}{\text{mK}}}{2,7 \text{ m}} = 0,018 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}}$$

Panas yang hilang melalui pintu *sterilizer* dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 Q_{loss} &= \frac{T_{steam} - T_{udara}}{\frac{1}{h_{kondensasi} \times A} + \frac{t}{k_{plat} \times A} + \frac{1}{h_{udara} \times A}} \\
 &= \frac{(384,51 - 303) \text{ K}}{\frac{1}{6421,722 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \times 2 \times \frac{\pi}{4} \times (2,7 \text{ m})^2} + \frac{0,016 \text{ m}}{50 \frac{\text{W}}{\text{mK}} \times 2 \times \frac{\pi}{4} \times (2,7 \text{ m})^2} + \frac{1}{0,018 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \times 2 \times \frac{\pi}{4} \times (2,7 \text{ m})^2}} \\
 &= 16,319 \text{ W} = 16,319 \frac{\text{J}}{\text{s}} \times 600 \text{ s} = 9791,15 \text{ J} = 9,79 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Panas yang hilang (Q_{loss}) melalui tutup *sterilizer* pada peak I,II dan III dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.15 Panas yang Hilang (Q_{loss}) Melalui Tutup *Sterilizer* Tiap *Peak*

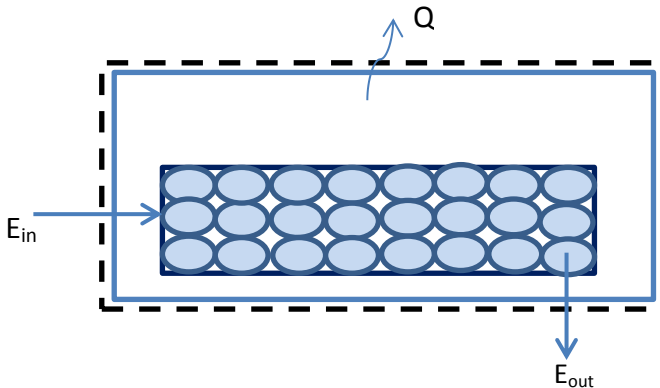
Peak	T_{∞} (K)	T_{udara} (K)	t (menit)	Q_{loss} (kJ)
I	384,51	303	10	9,791
II	400,53	303	21,5	16,987
III	406,43	303	53,5	47,833

Total panas yang hilang dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.16 Total Panas yang Hilang Tiap *Peak*

Peak	t (menit)	Q_{loss} total (kJ)
1	10	10,596
2	21,5	19,014
3	53,5	53,181

4.4 Menghitung Keketimbangan Energi



Gambar 4.3 Keketimbangan Energi pada *Sterilizer*

Perubahan Energi dalam dapat diperoleh dari selisih energi yang masuk ke dalam *sterilizer*, energi yang keluar dari *sterilizer* dan panas yang hilang melalui dinding *sterilizer* dan tutup *sterilizer*. Untuk menghitung kesetimbangan energi dari *peak* I, II dan III dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\Delta U &= E_{in} - E_{out} - Q_{loss} \\ &= 156156,56 \text{ kJ} - 23994 \text{ kJ} \\ &\quad - 10,596 \text{ kJ} \\ &= 132151,77 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Perubahan Energi Dalam Tiap *Peak* dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.17 Perubahan Energi Dalam Tiap *Peak*

Peak	ΔU (kJ)
1	132151,77
2	213111,13
3	252797,66

4.5 Efisiensi Termal

Efisiensi termal adalah perbandingan dari energi yang berguna yaitu perubahan energi dalam dengan energi yang masuk *sterilizer*.

$$\eta_{th} = \frac{\Delta U}{E_{in}} = \frac{132151,77 \text{ kJ}}{156156,56 \text{ kJ}} = 0,846$$

Efisiensi Tiap *Peak* dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.18 Efisiensi Tiap *Peak*

Peak	η
1	0,846277
2	0,846272
3	0,846172

4.6 Pembahasan

4.6.1 Grafik Panas yang Diserap oleh Lori dan Kelapa sawit Terhadap Waktu

Berikut adalah data hasil perhitungan *transient conduction* tiap *peak* terhadap waktu :

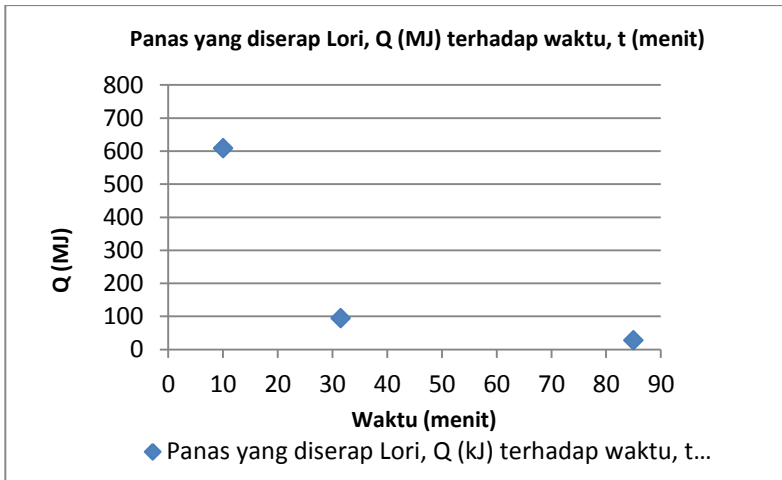
Tabel 4.19 Data Panas yang Diserap oleh Lori

Peak	t (menit)	Q (MJ)
I	10	608,08
II	21,5	94,22
III	53,5	27,318

Tabel 4.20 Data Panas yang Diserap oleh Kelapa sawit

Peak	t (menit)	Q (MJ)
I	10	494,187
II	21,5	104,69
III	53,5	38,468

Berdasarkan data diatas maka dibuat grafik *transient conduction* terhadap waktu sebagai berikut :

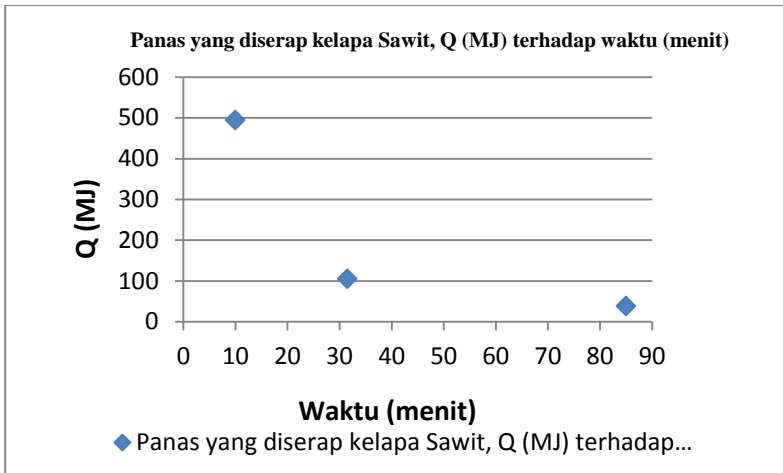


Gambar 4.4 Grafik Panas yang diserap Lori Terhadap Waktu

Pada gambar 4.4 terlihat bahwa dari *peak* I hingga *peak* III nilai *transient conduction* untuk lori mengalami penurunan seiring bertambahnya waktu. Nilai *transient conduction* pada *peak* I memiliki nilai terbesar dibandingkan dengan *peak* II dan *peak* III yaitu 608,29 MJ dengan waktu 10 menit.

$$Q = \frac{Q}{Q_o} \times Q_o$$

Dari persamaan di atas apabila rasio $\frac{Q}{Q_o}$ semakin besar maka nilai panas yang diserap oleh lori semakin besar dan nilai Q_o semakin kecil.



Gambar 4.5 Grafik Panas yang diserap (Kelapa Sawit) Terhadap Waktu

Pada gambar 4.5 terlihat bahwa dari *peak I* hingga *peak III* nilai *transient conduction* untuk kelapa sawit mengalami penurunan seiring bertambahnya waktu. Nilai *transient conduction* pada *peak I* memiliki nilai terbesar dibandingkan dengan *peak II* dan *peak III* yaitu 494,17 MJ dengan waktu 10 menit.

$$Q = \frac{Q}{Q_o} \times Q_o$$

Dari persamaan di atas apabila rasio $\frac{Q}{Q_o}$ semakin besar maka nilai panas yang diserap oleh lori semakin besar dan nilai Q_o semakin kecil.

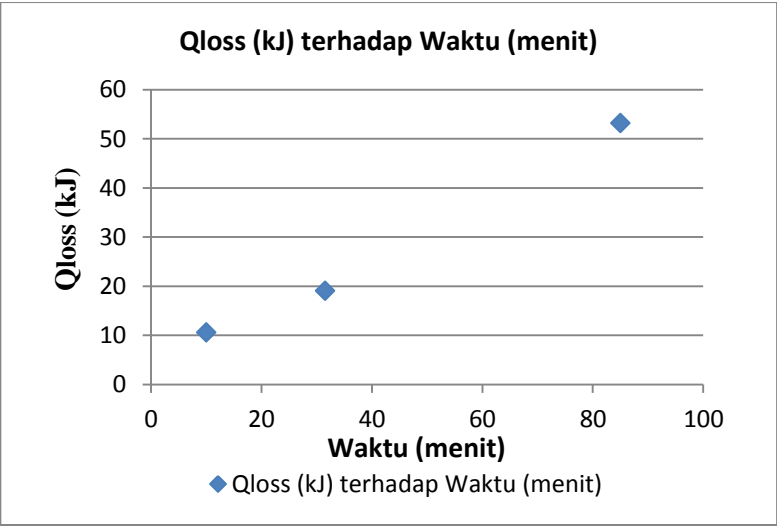
4.6.2 Grafik Q_{loss} Terhadap Waktu

Berikut adalah data hasil perhitungan Q_{loss} terhadap waktu tiap *peak*:

Tabel 4.21 Q_{loss} terhadap waktu tiap peak

Peak	t (menit)	Q_{loss} total (kJ)
1	10	10,59602181
2	21,5	18,38393285
3	53,5	51,76547134

Berdasarkan data diatas maka dibuat grafik Q_{loss} terhadap waktu tiap peak sebagai berikut :



Gambar 4.6 Grafik Q_{loss} terhadap waktu

Pada gambar 4.6 terlihat bahwa dari peak I hingga peak III nilai panas yang hilang (Q_{loss}) semakin meningkat seiring bertambahnya waktu. Hal tersebut disebabkan karena temperatur dan tekanan di dalam *sterilizer* pada peak I hingga III semakin besar dan pada peak III memiliki temperatur paling besar sehingga panas yang hilang pada peak III memiliki nilai paling besar diantara peak I dan peak II yaitu sebesar 51,765 kJ. Q_{loss} pada *sterilizer* ini terdiri dari Q_{loss} yang melalui dinding *sterilizer* dan melalui tutup *sterilizer*. Fenomena tersebut dapat dijelaskan sebagai berikut:

$$Q_{loss} = \frac{T_{steam} - T_{udara}}{\frac{1}{h_1 2\pi r_1 L} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{k_1 2\pi L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{k_2 2\pi L} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{k_3 2\pi L} + \frac{1}{h_2 2\pi r_4 L}}$$

Dengan Q_{loss} berbanding lurus dengan perubahan temperatur sehingga apabila temperatur semakin besar maka panas yang hilang (Q_{loss}) semakin besar. *Peak* III memiliki Q_{loss} terbesar karena memiliki temperatur yang besar dibandingkan temperatur pada *peak* I dan II.

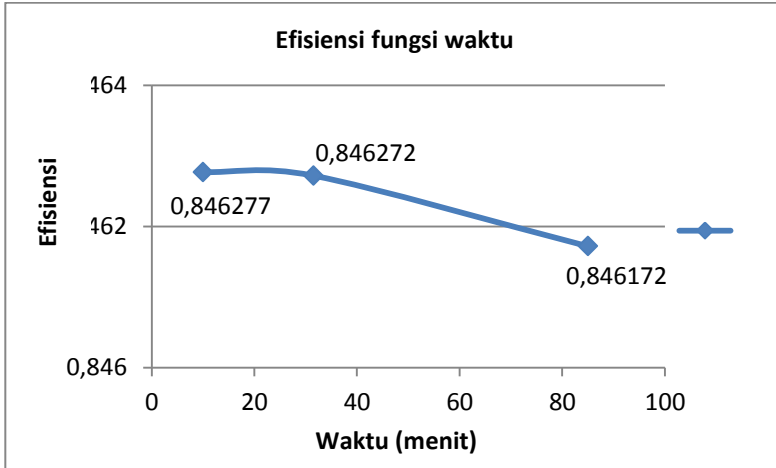
4.6.3 Grafik Efisiensi Terhadap Waktu

Berikut adalah data hasil perhitungan efisiensi terhadap waktu tiap *peak*.

Tabel 4.22 Data Hasil Perhitungan Efisiensi

Peak	t (menit)	efisiensi
1	10	0,846277
2	21,5	0,846272
3	53,2	0,846172

Berdasarkan data diatas maka dibuat grafik efisiensi terhadap waktu tiap peak sebagai berikut :



Gambar 4.7 Grafik Efisiensi Terhadap Waktu

Pada gambar 4.7 terlihat bahwa dari *peak* I hingga *peak* III nilai efisiensi mengalami penurunan seiring bertambahnya waktu. Hal tersebut disebabkan karena proses perebusan dari *peak* I, hingga III mengalami kenaikan temperatur yang menyebabkan panas yang hilang (Q_{loss}) semakin meningkat. Dengan meningkatnya Q_{loss} maka efisiensi dari *sterilizer* tersebut semakin turun. Efisiensi *sterilizer* ini dipengaruhi oleh energi yang digunakan untuk merebus kelapa sawit dan energi yang masuk berupa uap sesuai persamaan sebagai berikut:

$$\eta_{\text{thermal}} = \frac{\Delta U}{E_{\text{in}}}$$

Dari data hasil perhitungan, nilai efisiensi semakin menurun dari *peak* I hingga III hal ini juga disebabkan karena

energi yang masuk ke dalam sterilizer semakin meningkat. Dari persamaan di atas apabila efisiensi turun maka energin yang masuk semakin besar dari *peak* I hingga *peak* III.

4.6.4 Grafik Temperatur Gabungan Terhadap Waktu

Berikut adalah data hasil perhitungan temperatur akhir lori dan kelapa sawit terhadap waktu tiap *peak*.

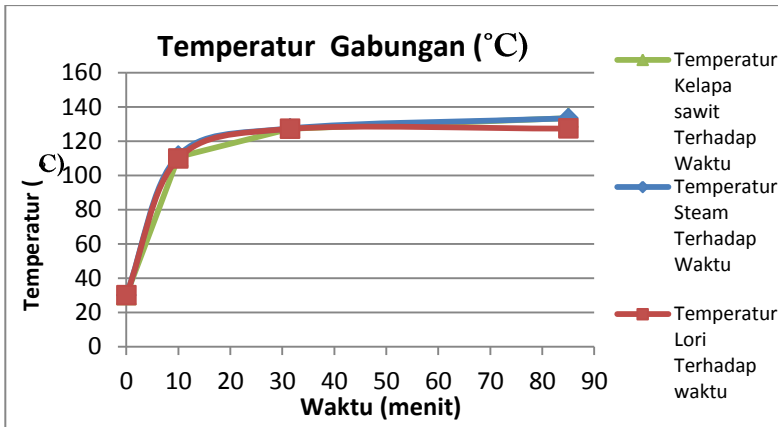
Tabel 4.23 Data Hasil Perhitungan Temperatur Akhir Lori

Peak	t (menit)	T _{lori} (C)
1	10	109,47
2	21,5	126,89
3	53,2	127,41

Tabel 4.24 Data Hasil Perhitungan Temperatur Akhir Kelapa Sawit

Peak	t (menit)	T _{tbs} (C)
1	10	111,5
2	21,5	127,5
3	53,2	133

Berdasarkan data diatas maka dibuat grafik efisiensi terhadap waktu tiap peak sebagai berikut :



Gambar 4.8 Grafik Temperatur Gabungan Terhadap Waktu

Pada gambar 4.8 terlihat bahwa temperatur *steam* lebih besar dari temperatur lori dan kelapa sawit. *Steam* digunakan untuk merebus kelapa sawit yang diletakkan di dalam lori, sehingga selain diserap oleh kelapa sawit, *steam* juga diserap oleh lori. Berdasarkan dengan teori perpindahan panas, proses perebusan terajadi apabila fluida atau bahan yang digunakan untuk merebus produk memiliki temperatur yang lebih tinggi daripada temperatur produk, sehingga temperatur lori dan kelapa sawit berada di bawah temperatur *steam*. Selain itu temperatur lori lebih besar daripada temperatur kelapa sawit. Hal ini disebabkan oleh konduktivitas termal dari lori lebih besar dibandingkan dengan kelapa sawit.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang dapat diambil dari penelitian tugas akhir ini antara lain:

1. Efisiensi pada *peak* I,II dan III mengalami penurunan seiring bertambahnya waktu. Nilai efisiensi berbanding terbalik dengan energi yang masuk ke dalam *sterilizer* sehingga semakin besar energi yang masuk ke dalam *sterilizer* maka efisiensi semakin kecil.
2. Nilai Q_{loss} pada *peak* I hingga *peak* III semakin meningkat. Hal tersebut disebabkan karena temperatur dan tekanan di dalam *sterilizer* pada *peak* I hingga III semakin besar dan pada *peak* III memiliki temperatur paling besar sehingga panas yang hilang pada *peak* III memiliki nilai paling besar diantara *peak* I dan *peak* II yaitu sebesar 51,765 kJ.
3. Jumlah panas yang diserap oleh lori (*transient conduction*) dan kelapa sawit pada *peak* I,II dan III semakin menurun seiring bertambahnya waktu. Hal tersebut disebabkan karena rasio $\frac{Q}{Q_o}$ semakin menurun dari *peak* I hingga *peak* III.
4. Temperatur akhir dari lori dari *peak* I hingga *peak* II mengalami kenaikan setelah itu pada *peak* III mengalami penurunan. Sedangkan kelapa sawit dari *peak* I hingga *peak* III mengalami kenaikan karena pada *peak* III kelapa sawit lebih banyak menyerap panas dibandingkan lori

5.2 Saran

Saran yang dapat disampaikan dari penelitian tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Diharapkan adanya data tambahan untuk menganalisis *sterilizer* di PT. Boma Bisma Indra misalnya data properties kelapa sawit dan data temperatur permukaan *sterilizer* bagian dalam, sehingga hasil analisis lebih akurat.

2. Perlunya ketelitian lebih dalam melakukan analisis supaya hasil perhitungan akurat.

Lampiran 1

TABLE A-3 Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor): Pressure Table

Press. bar	Temp. °C	Specific Volume m ³ /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg · K		Press. bar
		Sat. Liquid $v_f \times 10^3$	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Sat. Vapor u_g	Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	Sat. Vapor s_g	
0.04	28.96	1.0040	34.800	121.45	2415.2	121.46	2432.9	2554.4	0.4226	8.4746	0.04
0.06	36.16	1.0064	23.739	151.53	2425.0	151.53	2415.9	2567.4	0.5210	8.3304	0.06
0.08	41.51	1.0084	18.103	173.87	2432.2	173.88	2403.1	2577.0	0.5926	8.2287	0.08
0.10	45.81	1.0102	14.674	191.82	2437.9	191.83	2392.8	2584.7	0.6493	8.1502	0.10
0.20	60.06	1.0172	7.649	251.38	2456.7	251.40	2358.3	2609.7	0.8320	7.9085	0.20
0.30	69.10	1.0223	5.229	289.20	2468.4	289.23	2336.1	2625.3	0.9439	7.7686	0.30
0.40	75.87	1.0265	3.993	317.53	2477.0	317.58	2319.2	2636.8	1.0259	7.6700	0.40
0.50	81.33	1.0300	3.240	340.44	2483.9	340.49	2305.4	2645.9	1.0910	7.5939	0.50
0.60	85.94	1.0331	2.732	359.79	2489.6	359.86	2293.6	2653.5	1.1453	7.5320	0.60
0.70	89.95	1.0360	2.365	376.63	2494.5	376.70	2283.3	2660.7	1.1919	7.4797	0.70
0.80	93.50	1.0380	2.087	391.58	2498.8	391.66	2274.1	2665.8	1.2329	7.4346	0.80
0.90	96.71	1.0410	1.869	405.06	2502.6	405.15	2265.7	2670.9	1.2695	7.3949	0.90
1.00	99.63	1.0432	1.694	417.36	2506.1	417.46	2258.0	2675.5	1.3026	7.3594	1.00
1.50	111.4	1.0528	1.139	466.94	2519.7	467.11	2226.5	2693.6	1.4336	7.2233	1.50
2.00	120.2	1.0605	0.8857	504.49	2529.5	504.70	2201.9	2706.7	1.5301	7.1271	2.00
2.50	127.4	1.0672	0.7187	535.10	2537.2	535.37	2181.5	2716.9	1.6072	7.0527	2.50
3.00	133.6	1.0732	0.6058	561.15	2543.6	561.47	2163.8	2725.3	1.6718	6.9919	3.00
3.50	138.9	1.0786	0.5243	583.95	2549.6	584.33	2148.1	2732.4	1.7275	6.9405	3.50
4.00	143.6	1.0836	0.4625	604.31	2553.6	604.74	2133.8	2738.6	1.7766	6.8959	4.00
4.50	147.9	1.0882	0.4140	622.25	2557.6	623.25	2120.7	2743.9	1.8207	6.8565	4.50
5.00	151.9	1.0926	0.3749	639.68	2561.2	640.23	2108.5	2748.7	1.8607	6.8212	5.00
6.00	158.9	1.1006	0.3157	669.90	2567.4	670.56	2086.3	2756.8	1.9312	6.7600	6.00
7.00	165.0	1.1080	0.2729	696.44	2572.5	697.22	2066.3	2763.5	1.9922	6.7080	7.00
8.00	170.4	1.1148	0.2404	720.22	2576.8	721.11	2048.0	2769.1	2.0462	6.6628	8.00
9.00	175.4	1.1212	0.2150	741.83	2580.5	742.83	2031.1	2773.9	2.0946	6.6226	9.00
10.0	179.9	1.1273	0.1944	761.68	2583.6	762.81	2015.3	2778.1	2.1387	6.5863	10.0
15.0	198.3	1.1539	0.1318	843.16	2594.5	844.84	1947.3	2792.2	2.3150	6.4448	15.0
20.0	212.4	1.1767	0.09963	906.44	2600.3	908.79	1890.7	2799.5	2.4474	6.3409	20.0
25.0	224.0	1.1973	0.07998	959.11	2603.1	962.11	1841.0	2803.1	2.5547	6.2575	25.0
30.0	233.9	1.2165	0.06668	1004.8	2604.1	1008.4	1795.7	2804.2	2.6457	6.1869	30.0
35.0	242.6	1.2347	0.05707	1045.4	2603.7	1049.8	1753.7	2803.4	2.7253	6.1253	35.0
40.0	250.4	1.2522	0.04978	1082.3	2602.3	1087.3	1714.1	2801.4	2.7964	6.0701	40.0
45.0	257.5	1.2692	0.04406	1116.2	2600.1	1121.9	1676.4	2798.3	2.8610	6.0199	45.0
50.0	264.0	1.2859	0.03944	1147.8	2597.1	1154.2	1640.1	2794.3	2.9202	5.9734	50.0
60.0	275.6	1.3187	0.03244	1208.4	2589.7	1213.4	1571.0	2784.3	3.0267	5.8892	60.0
70.0	285.9	1.3513	0.02737	1257.6	2580.5	1267.0	1505.1	2772.1	3.1211	5.8133	70.0
80.0	295.1	1.3842	0.02352	1305.6	2569.8	1316.6	1441.3	2758.0	3.2068	5.7432	80.0
90.0	303.4	1.4178	0.02048	1350.5	2557.8	1363.3	1378.9	2742.1	3.2858	5.6772	90.0
100.	311.1	1.4524	0.01803	1393.0	2544.4	1407.6	1317.1	2724.7	3.3596	5.6141	100.
110.	318.2	1.4886	0.01599	1433.7	2529.8	1450.1	1255.5	2705.6	3.4295	5.5527	110.

Lampiran 2

TABLE A-4 Properties of Superheated Water Vapor

T °C	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
$p = 0.06 \text{ bar} = 0.006 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 36.16^\circ\text{C}$)					$p = 0.35 \text{ bar} = 0.035 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 72.69^\circ\text{C}$)			
Sat.	23.739	2425.0	2567.4	8.3304	4.526	2473.0	2631.4	7.7158
80	27.132	2487.3	2650.1	8.5804	4.625	2483.7	2645.6	7.7564
120	30.219	2544.7	2726.0	8.7840	5.163	2542.4	2723.1	7.9644
160	33.302	2602.7	2802.5	8.9693	5.696	2601.2	2800.6	8.1519
200	36.383	2661.4	2879.7	9.1398	6.228	2660.4	2878.4	8.3237
240	39.462	2721.0	2957.8	9.2982	6.758	2720.3	2956.8	8.4828
280	42.540	2781.5	3036.8	9.4464	7.287	2780.9	3036.0	8.6314
320	45.618	2843.0	3116.7	9.5859	7.815	2842.5	3116.1	8.7712
360	48.696	2905.5	3197.7	9.7180	8.344	2905.1	3197.1	8.9034
400	51.774	2969.0	3279.6	9.8435	8.872	2968.6	3279.2	9.0291
440	54.851	3033.5	3362.6	9.9633	9.400	3033.2	3362.2	9.1490
500	59.467	3132.3	3489.1	10.1336	10.192	3132.1	3488.8	9.3194
$p = 0.70 \text{ bar} = 0.07 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 89.95^\circ\text{C}$)					$p = 1.0 \text{ bar} = 0.10 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 99.63^\circ\text{C}$)			
Sat.	2.365	2494.5	2660.0	7.4797	1.694	2506.1	2675.5	7.3594
100	2.434	2509.7	2680.0	7.5341	1.696	2506.7	2676.2	7.3614
120	2.571	2569.7	2719.6	7.6375	1.793	2537.3	2716.6	7.4668
160	2.841	2599.4	2798.2	7.8279	1.984	2597.8	2796.2	7.6597
200	3.108	2659.1	2876.7	8.0012	2.172	2658.1	2875.3	7.8343
240	3.374	2719.3	2955.5	8.1611	2.359	2718.5	2954.5	7.9949
280	3.640	2780.2	3035.0	8.3162	2.546	2779.6	3034.2	8.1445
320	3.905	2842.0	3115.3	8.4504	2.732	2841.5	3114.6	8.2849
360	4.170	2904.6	3196.5	8.5828	2.917	2904.2	3195.9	8.4175
400	4.434	2968.2	3278.6	8.7086	3.103	2967.9	3278.2	8.5435
440	4.698	3032.9	3361.8	8.8286	3.288	3032.6	3361.4	8.6636
500	5.095	3131.8	3488.5	8.9991	3.565	3131.6	3488.1	8.8342
$p = 1.5 \text{ bar} = 0.15 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 111.37^\circ\text{C}$)					$p = 3.0 \text{ bar} = 0.30 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 133.55^\circ\text{C}$)			
Sat.	1.159	2519.7	2693.6	7.2233	0.606	2543.6	2725.3	6.9919
120	1.188	2533.3	2711.4	7.2693				
160	1.317	2595.2	2792.8	7.4665	0.651	2587.1	2782.3	7.1276
200	1.444	2656.2	2872.9	7.6433	0.716	2650.7	2865.5	7.3115
240	1.570	2717.2	2952.7	7.8052	0.781	2713.1	2947.3	7.4774
280	1.695	2778.6	3032.8	7.9555	0.844	2775.4	3028.6	7.6299
320	1.819	2840.6	3113.5	8.0964	0.907	2838.1	3110.1	7.7722
360	1.943	2903.5	3195.0	8.2293	0.969	2901.4	3192.2	7.9061
400	2.067	2967.3	3277.4	8.3555	1.032	2965.6	3275.0	8.0330
440	2.191	3032.1	3360.7	8.4757	1.094	3030.6	3358.7	8.1538
500	2.376	3131.2	3487.6	8.6466	1.187	3130.0	3486.0	8.3251
600	2.685	3301.7	3704.3	8.9101	1.341	3300.8	3703.2	8.5892

Lampiran 3

TABLE A-4 (Continued)

T °C	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
$p = 5.0 \text{ bar} = 0.50 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 151.86^\circ\text{C}$)					$p = 7.0 \text{ bar} = 0.70 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 164.97^\circ\text{C}$)			
Sat.	0.3749	2561.2	2748.7	6.8213	0.2729	2572.5	2763.5	6.7080
180	0.4045	2609.7	2812.0	6.9656	0.2847	2599.8	2799.1	6.7880
200	0.4249	2642.9	2855.4	7.0592	0.2999	2634.8	2844.8	6.8865
240	0.4646	2707.6	2939.9	7.2307	0.3292	2701.8	2932.2	7.0641
280	0.5034	2771.2	3022.9	7.3865	0.3574	2766.9	3017.1	7.2233
320	0.5416	2834.7	3105.6	7.5308	0.3852	2831.3	3100.9	7.3697
360	0.5796	2898.7	3188.4	7.6660	0.4126	2895.8	3184.7	7.5063
400	0.6173	2963.2	3271.9	7.7938	0.4397	2960.9	3268.7	7.6350
440	0.6548	3028.6	3356.0	7.9152	0.4667	3026.6	3353.3	7.7571
500	0.7109	3128.4	3483.9	8.0873	0.5070	3126.8	3481.7	7.9299
600	0.8041	3299.6	3701.7	8.3522	0.5738	3298.5	3700.2	8.1956
700	0.8969	3477.5	3925.9	8.5952	0.6403	3476.6	3924.8	8.4391
$p = 10.0 \text{ bar} = 1.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 179.91^\circ\text{C}$)					$p = 15.0 \text{ bar} = 1.5 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 198.32^\circ\text{C}$)			
Sat.	0.1944	2583.6	2778.1	6.5865	0.1318	2594.5	2792.2	6.4448
200	0.2060	2621.9	2827.9	6.6940	0.1325	2598.1	2796.8	6.4546
240	0.2275	2692.9	2920.4	6.8817	0.1483	2676.9	2899.3	6.6628
280	0.2480	2760.2	3008.2	7.0465	0.1627	2748.6	2992.7	6.8381
320	0.2678	2826.1	3093.9	7.1962	0.1765	2817.1	3081.9	6.9938
360	0.2873	2891.6	3178.9	7.3349	0.1899	2884.4	3169.2	7.1363
400	0.3066	2957.3	3263.9	7.4651	0.2030	2951.3	3255.8	7.2690
440	0.3257	3023.6	3349.3	7.5883	0.2160	3018.5	3342.5	7.3940
500	0.3541	3124.4	3478.5	7.7622	0.2352	3120.3	3473.1	7.5698
540	0.3729	3192.6	3565.6	7.8720	0.2478	3189.1	3560.9	7.6805
600	0.4011	3296.8	3697.9	8.0290	0.2668	3293.9	3694.0	7.8385
640	0.4198	3367.4	3787.2	8.1290	0.2793	3364.8	3783.8	7.9391
$p = 20.0 \text{ bar} = 2.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 212.42^\circ\text{C}$)					$p = 30.0 \text{ bar} = 3.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 233.90^\circ\text{C}$)			
Sat.	0.0996	2600.3	2799.5	6.3409	0.0667	2604.1	2804.2	6.1869
240	0.1085	2659.6	2876.5	6.4952	0.0682	2619.7	2824.3	6.2265
280	0.1200	2736.4	2976.4	6.6828	0.0771	2709.9	2941.3	6.4462
320	0.1308	2807.9	3069.5	6.8452	0.0850	2788.4	3043.4	6.6245
360	0.1411	2877.0	3159.3	6.9917	0.0923	2861.7	3138.7	6.7801
400	0.1512	2945.2	3247.6	7.1271	0.0994	2932.8	3230.9	6.9212
440	0.1611	3013.4	3335.5	7.2540	0.1062	3002.9	3321.5	7.0520
500	0.1757	3116.2	3467.6	7.4317	0.1162	3108.0	3456.5	7.2338
540	0.1853	3185.6	3556.1	7.5434	0.1227	3178.4	3546.6	7.3474
600	0.1996	3290.9	3690.1	7.7024	0.1324	3285.0	3682.3	7.5085
640	0.2091	3362.2	3780.4	7.8035	0.1388	3357.0	3773.3	7.6106
700	0.2232	3470.9	3917.4	7.9487	0.1484	3466.5	3911.7	7.7571

Lampiran 4

TABLE A.1 Thermophysical Properties of Selected Metallic Solids^a

Composition	Melting Point (K)	Properties at Various Temperatures (K)													
		Properties at 300 K				k (W/m · K)/ c_p (J/kg · K)									
		ρ (kg/m ³)	c_p (J/kg · K)	k (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	100	200	400	600	800	1000	1200	1500	2000	2500
Aluminum															
Pure	933	2702	903	237	97.1	302	237	240	231	218					
Alloy 2024-T6 (4.5% Cu, 1.5% Mg, 0.6% Mn)	775	2770	875	177	73.0	482	798	949	1033	1146					
						65	163	186	186						
Alloy 195, Cast (4.5% Cu)		2790	883	168	68.2	473	787	925	1042						
Beryllium	1550	1850	1825	200	59.2	990	301	161	126	106	90.8	78.7			
						203	1114	2191	2604	2823	3018	3227	3519		
Bismuth	545	9780	122	7.86	6.59	16.5	9.69	7.04							
						112	120	127							
Boron	2573	2500	1107	27.0	9.76	190	55.5	16.8	10.6	9.60	9.85				
						128	600	1463	1892	2160	2338				
Cadmium	594	8650	231	96.8	48.4	203	99.3	94.7							
						198	222	242							
Chromium	2118	7160	449	93.7	29.1	159	111	90.9	80.7	71.3	65.4	61.9	57.2	49.4	
						192	384	484	542	581	616	682	779	937	
Cobalt	1769	8862	421	99.2	26.6	167	122	85.4	67.4	58.2	52.1	49.3	42.5		
						236	379	450	503	550	628	733	674		
Copper															
Pure	1358	8933	385	401	117	482	413	393	379	366	352	339			
						252	356	397	417	433	451	480			
Commercial bronze (90% Cu, 10% Al)	1293	8800	420	52	14		42	52	59						
Phosphor gear bronze (89% Cu, 11% Sn)	1104	8780	355	54	17		785	460	545						
							41	65	74						
Cartridge brass (70% Cu, 30% Zn)	1188	8530	380	110	33.9	75	95	137	149						
							360	395	425						
Constantan (55% Cu, 45% Ni)	1493	8920	384	23	6.71	17	19								
						237	362								
Germanium	1211	5360	322	59.9	34.7	232	96.8	43.2	27.3	19.8	17.4	17.4			
						190	290	337	348	357	375	395			

Lampiran 5

TABLE A.3 Thermophysical Properties of Common Materials^a

Structural Building Materials

Description/Composition	Typical Properties at 300 K		
	Density, ρ (kg/m ³)	Thermal Conductivity, k (W/m·K)	Specific Heat, c_p (J/kg·K)
Building Boards			
Asbestos-cement board	1920	0.58	—
Gypsum or plaster board	800	0.17	—
Plywood	545	0.12	1215
Sheathing, regular density	290	0.055	1300
Acoustic tile	290	0.058	1340
Hardboard, siding	640	0.094	1170
Hardboard, high density	1010	0.15	1380
Particle board, low density	590	0.078	1300
Particle board, high density	1000	0.170	1300
Woods			
Hardwoods (oak, maple)	720	0.16	1255
Softwoods (fir, pine)	510	0.12	1380
Masonry Materials			
Cement mortar	1860	0.72	780
Brick, common	1920	0.72	835
Brick, face	2083	1.3	—
Clay tile, hollow			
1 cell deep, 10 cm thick	—	0.52	—
3 cells deep, 30 cm thick	—	0.69	—
Concrete block, 3 oval cores			
Sand/gravel, 20 cm thick	—	1.0	—
Cinder aggregate, 20 cm thick	—	0.67	—
Concrete block, rectangular core			
2 cores, 20 cm thick, 16 kg	—	1.1	—
Same with filled cores	—	0.60	—
Plastering Materials			
Cement plaster, sand aggregate	1860	0.72	—
Gypsum plaster, sand aggregate	1680	0.22	1085
Gypsum plaster, vermiculite aggregate	720	0.25	—

Lampiran 6

TABLE 18-1

Coefficients used in the one-term approximate solution of transient one-dimensional heat conduction in plane walls, cylinders, and spheres ($Bi = hL/k$ for a plane wall of thickness $2L$, and $Bi = hr_o/k$ for a cylinder or sphere of radius r_o)

Bi	Plane Wall		Cylinder		Sphere	
	λ_1	A_1	λ_1	A_1	λ_1	A_1
0.01	0.0998	1.0017	0.1412	1.0025	0.1730	1.0030
0.02	0.1410	1.0033	0.1995	1.0050	0.2445	1.0060
0.04	0.1987	1.0066	0.2814	1.0099	0.3450	1.0120
0.06	0.2425	1.0098	0.3438	1.0148	0.4217	1.0179
0.08	0.2791	1.0130	0.3960	1.0197	0.4860	1.0239
0.1	0.3111	1.0161	0.4417	1.0246	0.5423	1.0298
0.2	0.4328	1.0311	0.6170	1.0483	0.7593	1.0592
0.3	0.5218	1.0450	0.7465	1.0712	0.9208	1.0880
0.4	0.5932	1.0580	0.8516	1.0931	1.0528	1.1164
0.5	0.6533	1.0701	0.9408	1.1143	1.1656	1.1441
0.6	0.7051	1.0814	1.0184	1.1345	1.2644	1.1713
0.7	0.7506	1.0918	1.0873	1.1539	1.3525	1.1978
0.8	0.7910	1.1016	1.1490	1.1724	1.4320	1.2236
0.9	0.8274	1.1107	1.2048	1.1902	1.5044	1.2488
1.0	0.8603	1.1191	1.2558	1.2071	1.5708	1.2732
2.0	1.0769	1.1785	1.5995	1.3384	2.0288	1.4793
3.0	1.1925	1.2102	1.7887	1.4191	2.2889	1.6227
4.0	1.2646	1.2287	1.9081	1.4698	2.4556	1.7202
5.0	1.3138	1.2403	1.9898	1.5029	2.5704	1.7870
6.0	1.3496	1.2479	2.0490	1.5253	2.6537	1.8338
7.0	1.3766	1.2532	2.0937	1.5411	2.7165	1.8673
8.0	1.3978	1.2570	2.1286	1.5526	2.7654	1.8920
9.0	1.4149	1.2598	2.1566	1.5611	2.8044	1.9106
10.0	1.4289	1.2620	2.1795	1.5677	2.8363	1.9249
20.0	1.4961	1.2699	2.2880	1.5919	2.9857	1.9781
30.0	1.5202	1.2717	2.3261	1.5973	3.0372	1.9898
40.0	1.5325	1.2723	2.3455	1.5993	3.0632	1.9942
50.0	1.5400	1.2727	2.3572	1.6002	3.0788	1.9962
100.0	1.5552	1.2731	2.3809	1.6015	3.1102	1.9990
∞	1.5708	1.2732	2.4048	1.6021	3.1416	2.0000

(Sumber : *A Practical Approach* by Y.A. cengel and M.A.Boles)

Lampiran 7

TABLE 18-2

The zeroth- and first-order Bessel functions of the first kind

ξ	$J_0(\xi)$	$J_1(\xi)$
0.0	1.0000	0.0000
0.1	0.9975	0.0499
0.2	0.9900	0.0995
0.3	0.9776	0.1483
0.4	0.9604	0.1960
0.5	0.9385	0.2423
0.6	0.9120	0.2867
0.7	0.8812	0.3290
0.8	0.8463	0.3688
0.9	0.8075	0.4059
1.0	0.7652	0.4400
1.1	0.7196	0.4709
1.2	0.6711	0.4983
1.3	0.6201	0.5220
1.4	0.5669	0.5419
1.5	0.5118	0.5579
1.6	0.4554	0.5699
1.7	0.3980	0.5778
1.8	0.3400	0.5815
1.9	0.2818	0.5812
2.0	0.2239	0.5767
2.1	0.1666	0.5683
2.2	0.1104	0.5560
2.3	0.0555	0.5399
2.4	0.0025	0.5202
2.6	-0.0968	-0.4708
2.8	-0.1850	-0.4097
3.0	-0.2601	-0.3391
3.2	-0.3202	-0.2613

(Sumber : *A Practical Approach* by Y.A. cengel and M.A.Boles)

Lampiran 8

TABLE A.4 Thermophysical Properties
of Gases at Atmospheric Pressure*

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^7$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Air, $M = 28.97$ kg/kmol							
100	3.5562	1.032	71.1	2.00	9.34	2.54	0.786
150	2.3364	1.012	103.4	4.426	13.8	5.84	0.758
200	1.7458	1.007	132.5	7.590	18.1	10.3	0.737
250	1.3947	1.006	159.6	11.44	22.3	15.9	0.720
300	1.1614	1.007	184.6	15.89	26.3	22.5	0.707
350	0.9950	1.009	208.2	20.92	30.0	29.9	0.700
400	0.8711	1.014	230.1	26.41	33.8	38.3	0.690
450	0.7740	1.021	250.7	32.39	37.3	47.2	0.686
500	0.6964	1.030	270.1	38.79	40.7	56.7	0.684
550	0.6329	1.040	288.4	45.57	43.9	66.7	0.683
600	0.5804	1.051	305.8	52.69	46.9	76.9	0.685
650	0.5356	1.063	322.5	60.21	49.7	87.3	0.690
700	0.4975	1.075	338.8	68.10	52.4	98.0	0.695
750	0.4643	1.087	354.6	76.37	54.9	109	0.702
800	0.4354	1.099	369.8	84.93	57.3	120	0.709
850	0.4097	1.110	384.3	93.80	59.6	131	0.716
900	0.3868	1.121	398.1	102.9	62.0	143	0.720
950	0.3666	1.131	411.3	112.2	64.3	155	0.723
1000	0.3482	1.141	424.4	121.9	66.7	168	0.726
1100	0.3166	1.159	449.0	141.3	71.5	195	0.728
1200	0.2902	1.175	473.0	162.9	76.3	224	0.728
1300	0.2679	1.189	496.0	185.1	82	257	0.719
1400	0.2488	1.207	530	213	91	303	0.703
1500	0.2322	1.230	557	240	100	350	0.685
1600	0.2177	1.248	584	268	106	390	0.688
1700	0.2049	1.267	611	298	113	435	0.685
1800	0.1935	1.286	637	329	120	482	0.683
1900	0.1833	1.307	663	362	128	534	0.677
2000	0.1741	1.337	689	396	137	589	0.672
2100	0.1658	1.372	715	431	147	646	0.667
2200	0.1582	1.417	740	468	160	714	0.655
2300	0.1513	1.478	766	506	175	783	0.647
2400	0.1448	1.558	792	547	196	869	0.630
2500	0.1389	1.665	818	589	222	960	0.613
3000	0.1135	2.726	955	841	486	1570	0.536
Ammonia (NH ₃), $M = 17.03$ kg/kmol							
300	0.6894	2.158	101.5	14.7	24.7	16.6	0.887
320	0.6448	2.170	109	16.9	27.2	19.4	0.870
340	0.6059	2.192	116.5	19.2	29.3	22.1	0.872
360	0.5716	2.221	124	21.7	31.6	24.9	0.872
380	0.5410	2.254	131	24.2	34.0	27.9	0.869

Lampiran 9

TABLE A.6 Thermophysical Properties of Saturated Water^a

Temperature, T (K)	Pressure, p (bars) ^b	Specific Volume (m ³ /kg)		Heat of Vaporization, h_{fg} (kJ/kg)	Specific Heat (kJ/kg · K)		Viscosity (N · s/m ²)		Thermal Conductivity (W/m · K)		Prandtl Number		Surface Tension, $\sigma_f \cdot 10^3$ (N/m)	Expansion Coeffi- cient, $\beta_f \cdot 10^6$ (K ⁻¹)	Temperature, T (K)
		$v_f \cdot 10^3$	v_g		$c_{p,f}$	$c_{p,g}$	$\mu_f \cdot 10^6$	$\mu_g \cdot 10^6$	$k_f \cdot 10^3$	$k_g \cdot 10^3$	Pr_f	Pr_g			
273.15	0.00611	1.000	206.3	2502	4.217	1.854	1750	8.02	569	18.2	12.99	0.815	75.5	-68.05	273.15
275	0.00697	1.000	181.7	2497	4.211	1.855	1652	8.09	574	18.3	12.22	0.817	75.3	-32.74	275
280	0.00990	1.000	130.4	2485	4.198	1.858	1422	8.29	582	18.6	10.26	0.825	74.8	46.04	280
285	0.01387	1.000	99.4	2473	4.189	1.861	1225	8.49	590	18.9	8.81	0.833	74.3	114.1	285
290	0.01917	1.001	69.7	2461	4.184	1.864	1080	8.69	598	19.3	7.56	0.841	73.7	174.0	290
295	0.02617	1.002	51.94	2449	4.181	1.868	959	8.89	606	19.5	6.62	0.849	72.7	227.5	295
300	0.03531	1.003	39.13	2438	4.179	1.872	855	9.09	613	19.6	5.83	0.857	71.7	276.1	300
305	0.04712	1.005	29.74	2426	4.178	1.877	769	9.29	620	20.1	5.20	0.865	70.9	320.6	305
310	0.06221	1.007	22.93	2414	4.178	1.882	695	9.49	628	20.4	4.62	0.873	70.0	361.9	310
315	0.08132	1.009	17.82	2402	4.179	1.888	631	9.69	634	20.7	4.16	0.883	69.2	400.4	315
320	0.1053	1.011	13.98	2390	4.180	1.895	577	9.89	640	21.0	3.77	0.894	68.3	436.7	320
325	0.1351	1.013	11.06	2378	4.182	1.903	528	10.09	645	21.3	3.42	0.901	67.5	471.2	325
330	0.1719	1.016	8.82	2366	4.184	1.911	489	10.29	650	21.7	3.15	0.908	66.6	504.0	330
335	0.2167	1.018	7.09	2354	4.186	1.920	453	10.49	656	22.0	2.88	0.916	65.8	535.5	335
340	0.2713	1.021	5.74	2342	4.188	1.930	420	10.69	660	22.3	2.66	0.925	64.9	566.0	340
345	0.3372	1.024	4.683	2329	4.191	1.941	389	10.89	664	22.6	2.45	0.933	64.1	595.4	345
350	0.4163	1.027	3.846	2317	4.195	1.954	365	11.09	668	23.0	2.29	0.942	63.2	624.2	350
355	0.5100	1.030	3.180	2304	4.199	1.968	343	11.29	671	23.3	2.14	0.951	62.3	652.3	355
360	0.6209	1.034	2.645	2291	4.203	1.983	324	11.49	674	23.7	2.02	0.960	61.4	697.9	360
365	0.7514	1.038	2.212	2278	4.209	1.999	306	11.69	677	24.1	1.91	0.969	60.5	707.1	365
370	0.9040	1.041	1.861	2265	4.214	2.017	289	11.89	679	24.5	1.80	0.978	59.5	728.7	370
373.15	1.0133	1.044	1.679	2257	4.217	2.029	279	12.02	680	24.8	1.76	0.984	58.9	750.1	373.15
375	1.0815	1.045	1.574	2252	4.220	2.036	274	12.09	681	24.9	1.70	0.987	58.6	761	375
380	1.2869	1.049	1.337	2239	4.226	2.057	260	12.29	683	25.4	1.61	0.999	57.6	788	380
385	1.5233	1.053	1.142	2225	4.232	2.080	248	12.49	685	25.8	1.53	1.004	56.6	814	385
390	1.794	1.058	0.980	2212	4.239	2.104	237	12.69	686	26.3	1.47	1.013	55.6	841	390
400	2.455	1.067	0.731	2183	4.256	2.158	217	13.05	688	27.2	1.34	1.033	53.6	896	400
410	3.302	1.077	0.553	2153	4.278	2.221	200	13.42	688	28.2	1.24	1.054	51.5	952	410
420	4.370	1.088	0.425	2123	4.302	2.291	185	13.79	688	29.8	1.16	1.075	49.4	1010	420
430	5.699	1.099	0.331	2091	4.331	2.369	173	14.14	685	30.4	1.09	1.10	47.2		430

Lampiran 10

TABLE A.6 Continued

Temperature, T (K)	Pressure, p (bars) ^a	Specific Volume (m ³ /kg)		Heat of Vaporization, h_{fg} (kJ/kg)	Specific Heat (kJ/kg · K)		Viscosity (N · s/m ²)		Thermal Conductivity (W/m · K)		Prandtl Number		Surface Tension, $\sigma_f \cdot 10^3$ (N/m)	Expansion Coefficient, $\beta_f \cdot 10^6$ (K ⁻¹)	Temperature, T (K)
		$v_f \cdot 10^3$	v_g		$c_{p,f}$	$c_{p,g}$	$\mu_f \cdot 10^6$	$\mu_g \cdot 10^6$	$k_f \cdot 10^3$	$k_g \cdot 10^3$	Pr_f	Pr_g			
440	7.333	1.110	0.261	2059	4.36	2.46	162	14.50	682	31.7	1.04	1.12	45.1	—	440
450	9.319	1.123	0.208	2024	4.40	2.56	152	14.85	678	33.1	0.99	1.14	42.9	—	450
460	11.71	1.137	0.167	1989	4.44	2.68	143	15.19	673	34.6	0.95	1.17	40.7	—	460
470	14.55	1.152	0.136	1951	4.48	2.79	136	15.54	667	36.3	0.92	1.20	38.5	—	470
480	17.90	1.167	0.111	1912	4.53	2.94	129	15.88	660	38.1	0.89	1.23	36.2	—	480
490	21.83	1.184	0.0922	1870	4.59	3.10	124	16.23	651	40.1	0.87	1.25	33.9	—	490
500	26.40	1.203	0.0766	1825	4.66	3.27	118	16.59	642	42.3	0.86	1.28	31.6	—	500
510	31.66	1.222	0.0631	1779	4.74	3.47	113	16.95	631	44.7	0.85	1.31	29.3	—	510
520	37.70	1.244	0.0525	1730	4.84	3.70	108	17.33	621	47.5	0.84	1.35	26.9	—	520
530	44.58	1.268	0.0445	1679	4.95	3.96	104	17.72	608	50.6	0.85	1.39	24.5	—	530
540	52.38	1.294	0.0375	1622	5.08	4.27	101	18.1	594	54.0	0.86	1.43	22.1	—	540
550	61.19	1.323	0.0317	1564	5.24	4.64	97	18.6	580	58.3	0.87	1.47	19.7	—	550
560	71.08	1.355	0.0269	1499	5.43	5.09	94	19.1	563	63.7	0.90	1.52	17.3	—	560
570	82.16	1.392	0.0228	1429	5.68	5.67	91	19.7	548	76.7	0.94	1.59	15.0	—	570
580	94.51	1.433	0.0193	1353	6.00	6.40	88	20.4	528	76.7	0.99	1.68	12.8	—	580
590	108.3	1.482	0.0163	1274	6.41	7.35	84	21.5	513	84.1	1.05	1.84	10.5	—	590
600	123.5	1.541	0.0137	1176	7.00	8.75	81	22.7	497	92.9	1.14	2.15	8.4	—	600
610	137.3	1.612	0.0115	1068	7.85	11.1	77	24.1	467	103	1.30	2.60	6.3	—	610
620	159.1	1.705	0.0094	941	9.35	15.4	72	25.9	444	114	1.52	3.46	4.5	—	620
625	169.1	1.778	0.0085	858	10.6	18.3	70	27.0	430	121	1.65	4.20	3.5	—	625
630	179.7	1.856	0.0075	781	12.6	22.1	67	28.0	412	130	2.0	4.8	2.6	—	630
635	190.9	1.935	0.0066	683	16.4	27.6	64	30.0	392	141	2.7	6.0	1.5	—	635
640	202.7	2.075	0.0057	560	26	42	59	32.0	367	155	4.2	9.6	0.8	—	640
645	215.2	2.351	0.0045	361	90	—	54	37.0	331	178	12	26	0.1	—	645
647.3 ^c	221.2	3.170	0.0032	0	∞	∞	45	45.0	238	238	∞	∞	0.0	—	647.3 ^c

^aAdapted from Reference 22.^b1 bar = 10⁵ N/m².^cCritical temperature.

Lampiran 11

Properties Plat ASTM-A36-SS400

Material Properties	
Base Metal Price	2.9 % rel
Density	7.8 g/cm ³ (490 lb/ft ³)
Elastic (Young's, Tensile) Modulus	210 GPa (30 x 10 ⁶ psi)
Electrical Conductivity	12 % IACS
Elongation at Break	25 %
Specific Heat Capacity	480 J/kg-K
Strength to Weight Ratio	62 kN-m/kg
Tensile Strength: Ultimate (UTS)	480 MPa (70 x 10 ³ psi)
Tensile Strength: Yield (Proof)	270 MPa (39 x 10 ³ psi)
Thermal Conductivity	50 W/m-K
Thermal Diffusivity	13
Thermal Expansion	11 µm/m-K

Lampiran 12

TABLE 9.1 Constants of Equation 9.33 for free convection on a horizontal circular cylinder [22]

Ra_D	C	n
10^{-10} – 10^{-2}	0.675	0.058
10^{-2} – 10^2	1.02	0.148
10^2 – 10^4	0.850	0.188
10^4 – 10^7	0.480	0.250
10^7 – 10^{12}	0.125	0.333

TABLE 5.1 Coefficients used in the one-term approximation to the series solutions for transient one-dimensional conduction

Bi^*	Plane Wall		Infinite Cylinder		Sphere	
	ζ_1 (rad)	C_1	ζ_1 (rad)	C_1	ζ_1 (rad)	C_1
0.01	0.0998	1.0017	0.1412	1.0025	0.1730	1.0030
0.02	0.1410	1.0033	0.1995	1.0050	0.2445	1.0060
0.03	0.1723	1.0049	0.2440	1.0075	0.2991	1.0090
0.04	0.1987	1.0066	0.2814	1.0099	0.3450	1.0120
0.05	0.2218	1.0082	0.3143	1.0124	0.3854	1.0149
0.06	0.2425	1.0098	0.3438	1.0148	0.4217	1.0179
0.07	0.2615	1.0114	0.3709	1.0173	0.4551	1.0209
0.08	0.2791	1.0130	0.3960	1.0197	0.4860	1.0239
0.09	0.2956	1.0145	0.4195	1.0222	0.5150	1.0268
0.10	0.3111	1.0161	0.4417	1.0246	0.5423	1.0298
0.15	0.3779	1.0237	0.5376	1.0365	0.6609	1.0445
0.20	0.4328	1.0311	0.6170	1.0483	0.7593	1.0592
0.25	0.4801	1.0382	0.6856	1.0598	0.8447	1.0737
0.30	0.5218	1.0450	0.7465	1.0712	0.9208	1.0880
0.4	0.5932	1.0580	0.8516	1.0932	1.0528	1.1164
0.5	0.6533	1.0701	0.9408	1.1143	1.1656	1.1441
0.6	0.7051	1.0814	1.0184	1.1345	1.2644	1.1713
0.7	0.7506	1.0919	1.0873	1.1539	1.3525	1.1978
0.8	0.7910	1.1016	1.1490	1.1724	1.4320	1.2236
0.9	0.8274	1.1107	1.2048	1.1902	1.5044	1.2488
1.0	0.8603	1.1191	1.2558	1.2071	1.5708	1.2732
2.0	1.0769	1.1785	1.5994	1.3384	2.0288	1.4793
3.0	1.1925	1.2102	1.7887	1.4191	2.2889	1.6227
4.0	1.2646	1.2287	1.9081	1.4698	2.4556	1.7202
5.0	1.3138	1.2402	1.9898	1.5029	2.5704	1.7870
6.0	1.3496	1.2479	2.0490	1.5253	2.6537	1.8338
7.0	1.3766	1.2532	2.0937	1.5411	2.7165	1.8673
8.0	1.3978	1.2570	2.1286	1.5526	2.7654	1.8920
9.0	1.4149	1.2598	2.1566	1.5611	2.8044	1.9106
10.0	1.4289	1.2620	2.1795	1.5677	2.8363	1.9249
20.0	1.4961	1.2699	2.2881	1.5919	2.9857	1.9781
30.0	1.5202	1.2717	2.3261	1.5973	3.0372	1.9898
40.0	1.5325	1.2723	2.3455	1.5993	3.0632	1.9942
50.0	1.5400	1.2727	2.3572	1.6002	3.0788	1.9962
100.0	1.5552	1.2731	2.3809	1.6015	3.1102	1.9990
∞	1.5708	1.2733	2.4050	1.6018	3.1415	2.0000

* $Bi = hL/k$ for the plane wall and $h r_o/k$ for the infinite cylinder and sphere. See Figure 5.6.

Lampiran 13
Kondensasi Pada Lori
Peak I

Tabel A.6 (saturated vapor)						
P (bar)	T _{sat} (°C)	T _{sat} (K)	v (m ³ /kg)	ρ _v (kg/m ³)	h _{fg} (kJ/kg)	h _{fg} (J/kg)
1,5	111,5072	384,5072	1,1612195	0,8611636	2226,379865	2226380

Tabel A.6 (saturated liquid)										
T _s (°C)	T _s (K)	T _f (K)	v _l (m ³ /kg)	ρ _l (kg/m ³)	μ _l (N.s/m ²)	k _l (W/m.K)	c _{p,l} (kJ/kg.K)	c _{p,l} (J/kg.K)	ν (m ² /s)	Pr _l
30	303	343,75	0,001023	977,28	0,000397	0,6630029	4,19025216	4190,252157	4,06E-07	2,50234898

Ja	h' _{fg} (kJ/kg)	P	Nu _L	h _L
0,036416	2235,4238	4918,9728	0,187658064	6973,991

Peak II

Tabel A.6 (saturated vapor)						
P (bar)	T_s (°C)	T_{sat} (K)	v (m ³ /kg)	ρ_v (kg/m ³)	h_{fg} (kJ/kg)	h_{fg} (J/kg)
3	133,4345	406,4345	0,6164664	1,6221486	2163,696576	2163697

Tabel A.6 (saturated liquid)									
T_s (K)	T_f (K)	v_l (m ² /s)	ρ_l (kg/m ³)	μ_l (N.s/m ²)	k_l (W/m.K)	$c_{p,l}$ (kJ/kg.K)	$c_{p,l}$ (J/kg.K)	v (m ² /s)	Pr_l
399,93 43	403, 18	0,00107 018	934,41 84	0,00021 159	0,688	4,26300 565	4263,005 652	2,26E- 07	1,30815 613

Ja	h'_{fg}	P	Nu_L	h_L
0,012807	2182,5396	2067,2823	0,184548594	7316,293

Peak III

Tabel A.6 (saturated vapor)						
P (bar)	T_{sat} (°C)	T_{sat} (K)	v (m ³ /kg)	ρ_v (kg/m ³)	h_{fg} (kJ/kg)	h_{fg} (J/kg)
1,5	111,5072	384,5072	1,1612195	0,8611636	2226,379865	2226380

Tabel A.6 (saturated liquid)										
T_s (°C)	T_s (K)	T_f (K)	v_l (m ³ /kg)	ρ_l (kg/m ³)	μ_l (N.s/m ²)	k_l (W/m.K)	$c_{p,l}$ (kJ/kg.K)	$c_{p,l}$ (J/kg.K)	ν (m ² /s)	Pr_l
30	303	343,75	0,00102325	977,2762	0,00039673	0,6630029	4,19025216	4190,252157	4,06E-07	2,50234898

Ja	h'_{fg} (kJ/kg)	P	Nu_l	h_l
0,153404	2458,6241	8045,1532	0,261452662	6768,327

Panas yang diserap Lori**Peak I**

L_c (m)	C_p (J/kg.K)	ρ (kg/m ³)	k (W/m.K)	α (m ² /s)	$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² K)	t (s)	Bi	Fo	ζ	C1
0,6 6	480	7800	50	0,0000 13	6768,327	60 0	89,392 42	0,0178 86	1,55197 53	1,27 3

T_i (K)	T_∞ (K)	θ_o^*	T_o (K)	T_o (C)	θ^*	T (K)	T (C)	Q/Q_o	Q_o (J)	Q (J)	Q (kJ)
30 3	384, 51	1,3290 5636	276,17 862	3,1786 1609	0,02501 2736	381,8 003	108,80 0336	0,143 787	423048 8882	6,08E +08	6082 90,5

Peak II

L_c (m)	C_p (J/kg.K)	ρ (kg/m ³)	k (W/m.K)	α (m ² /s)	$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² K)	t (s)	Bi	Fo	ζ	C1
0,6 6	480	7800	50	0,00001 3	6971,363	60 0	92,074 01	0,0178 86	1,55279 05	1,27 3

Ti (K)	T_{∞} (K)	θ_o^*	T_o (K)	T_o (C)	θ^*	T (K)	T (C)	Q/Qo	Qo (J)	Q (J)	Q (kJ)
381,8 003	400 ,53	1,3291 3893	375,6 3563	102,63 5627	0,02393 0955	399,9 343	126,93 4254	0,144 171	97209 8977	1,4E +08	1401 48,3

Peak III

L_c (m)	C_p (J/kg.K)	ρ (kg/m ³)	k (W/m.K)	α (m ² /s)	$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² K)	t (s)	Bi	Fo	ζ	C1
0,6 6	480	7800	50	0,0000 13	7316,293	60 0	96,629 66	0,0178 86	1,55417 54	1,273 1

Ti (K)	T_{∞} (K)	θ_o^*	T_o (K)	T_o (C)	θ^*	T (K)	T (C)	Q/Qo	Qo (J)	Q (J)	Q (kJ)
399,9 342	384, 51	1,3292 7928	405,01 307	132,01 3069	0,02209 2816	384, 963	111,96 2971	0,144 823	80053 8665	1,2E +08	115 936

Kondensasi (Kelapa Sawit)

Peak I

Tabel A.6 (saturated vapor)						
P (bar)	T _{sat} (°C)	T _{sat} (K)	v (m ³ /kg)	ρ _v (kg/m ³)	h _{fg} (kJ/kg)	h _{fg} (J/kg)
1,5	111,5072	384,5072	1,1612195	0,8611636	2226,379865	2226380

Tabel A.6 (saturated liquid)										
T _s (°C)	T _s (K)	T _f (K)	v _l (m ³ /kg)	ρ _l (kg/m ³)	μ _l (N.s/m ²)	k _l (W/m.K)	c _{p,l} (kJ/kg.K)	c _{p,l} (J/kg.K)	v(m ² /s)	Pr _l
30	303	343,75	0,00102325	977,2762	0,00039673	0,6630029	4,19025216	4190,252157	4,06E-07	2,50234898

Ja	h' _{fg} (kJ/kg)	h _L
0,153404	2458,6241	6768,327

Peak II

Tabel A.6 (saturated vapor)						
P (bar)	T _{sat} (°C)	T _{sat} (K)	v (m ³ /kg)	ρ _v (kg/m ³)	h _{fg} (kJ/kg)	h _{fg} (J/kg)
2,5	127,5313	400,5313	0,7215431	1,3859186	2181,406139	2181406

Tabel A.6 (saturated liquid)									
T _s (K)	T _f (K)	v _l (m ³ /kg)	ρ _l (kg/m ³)	μ _l (N.s/m ²)	k _l (W/m.K)	c _{p,l} (kJ/kg.K)	c _{p,l} (J/kg.K)	ν (m ² /s)	Pr _l
384,45119	392,49	0,00106024	943,1808	0,00023202	0,6864982	4,24323511	4243,235105	2,46E-07	1,4376139

Peak III

Tabel A.6 (saturated vapor)						
P (bar)	T _s (°C)	T _{sat} (K)	v (m ³ /kg)	ρ _v (kg/m ³)	h _{fg} (kJ/kg)	h _{fg} (J/kg)
3	133,4345	406,4345	0,6164664	1,6221486	2163,696576	2163697

Tabel A.6 (saturated liquid)									
T_s (K)	T_f (K)	v_l (m ³ /s)	ρ_l (kg/m ³)	μ_l (N.s/m ²)	k_l (W/m.K)	$c_{p,l}$ (kJ/kg.K)	$c_{p,l}$ (J/kg.K)	ν (m ² /s)	Pr_l
400,519 69	403, 48	0,00107 048	934,16 29	0,00021 109	0,688	4,26364 959	4263,649 585	2,26E- 07	1,30522 916

Ja	h'_{fg}	h_L
0,011655	2180,8452	7446,294

Transient Conduction (Kelapa Sawit)
Peak I

r_o (m)	C_p (J/kg.K)	ρ (kg/m ³)	k (W/m.K)	α (m ² /s)	$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² K)	t	Bi	Fo	ζ	C_1
1,16	1380	510	0,12	1,705E-07	6768,327	600	65427,16	6,71E-05	2,4048	1,6021

Ti (K)	T_∞ (K)	θ_o^*	T_o (K)	T_o (C)	Jo	θ^*	T (K)	T (C)	J1(ζ)	Q/Q_o	Q_o (J)	Q (J)	Q (kJ)
303	384,51	1,60272156	253,87217	-19,127834	0,0001168	0,00045	384,45119	111,4512	0,496416	-0,59123	-1,45E+09	8,6E+08	859837

Peak II

r_o (m)	C_p (J/kg.K)	ρ (kg/m ³)	k (W/m.K)	α (m ² /s)	$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² K)	t	Bi	Fo	ζ	C_1
1,16	1380	510	0,12	1,705E-07	6890,84	870	66611,45	9,73E-05	2,4048	1,6021

T_i (K)	T_∞ (K)	θ_o^*	T_o (K)	T_o (C)	Jo	θ^*	T (K)	T (C)	$J1(\zeta)$	Q/Q_o	Q_o (J)	Q (J)	Q (kJ)
384,4 5119	400, 531 3	1,603 00134	374,7 5486	101,7 54862	0,000 1168	0,0 004 5	400,5 19694	127, 519 7	0,49 641 6	- 0,59 151	- 2,87 E+08	1,7 E+0 8	169 706

Peak III

r_o (m)	C_p (J/kg.K)	ρ (kg/m ³)	k (W/m.K)	α (m ² /s)	$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² K)	t	Bi	Fo	ζ	C_1
1,16	1380	510	0,12	1,705E-07	7446,294	2310	71980,84	0,000258	2,4048	1,6021

T_i (K)	T_∞ (K)	θ_o^*	T_o (K)	T_o (C)	Jo	θ^*	T (K)	T (C)	$J1$ (ζ)	Q/Q_o	Q_o (J)	Q (J)	Q (kJ)
400,5 1969	40 6,6 3	1,604 49432	396,8 2604	123,8 26042	0,000 1168	0,00 045 1	406,6 25582	133, 625 6	0,49 641 6	- 0,59 299	- 1,09 E+08	6,5 E+0 7	646 48, 6

Lampiran 14

Panas yang hilang melalui tutup silinder

Peak 1

$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² .K)	k_{plat} (W/m.K)	T_{udara} (K)	T_s (K)	ρ (kg/m ³)	C_p (J/kg.K)	ν (m ² /s)	k (W/m.K)
6768,327	50	303	343	1,084856	1007,92	1,8204E-05	0,028002

α (m ² /s)	β (K ⁻¹)	Pr	t (m)	r (m)	d (m)	RaD	NuD
2,5904E-05	0,00291545	0,70378	0,016	1,35	2,7	32,01017257	1,703659495

h	T_{∞}	A (m ²)	Qloss (W)	t (s)	Qloss (J)	Qloss (kJ)
0,017668842	384,51	11,4453	16,31858465	600	9791,15079	9,791151

Peak II

$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² .K)	k_{plat} (W/m.K)	T_{udara} (K)	T_s (K)	ρ (kg/m ³)	C_p (J/kg.K)	ν (m ² /s)	k (W/m.K)
6973,991	50	303	343	1,084856	1007,92	1,8204E-05	0,028002

(m ² /s)	β (K ⁻¹)	Pr	t (m)	r (m)	d (m)	RaD	NuD
2,5904E-05	0,00291545	0,70378	0,016	1,35	2,7	32,010	1,70365

Peak III

$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² .K)	k_{plat} (W/m.K)	T_{udara} (K)	T_s (K)	ρ (kg/m ³)	C_p (J/kg.K)	ν (m ² /s)	k (W/m.K)
7316,293	50	303	343	1,084856	1007,92	1,8204E-05	0,028002

h	T_{∞}	A (m ²)	Q _{loss} (W)	t (s)	Q _{loss} (J)	Q _{loss} (kJ)
0,017668842	400,53	11,4453	19,52584	870	16987,48	16,98

α (m ² /s)	β (K ⁻¹)	Pr	t (m)	r (m)	d (m)	RaD	NuD	t (s)	Q _{loss} (J)	Q _{loss} (kJ)
2,5904E-05	0,00291545	0,70378	0,016	1,35	2,7	32,01017257	1,703659495	2310	47833,2824	47,83328

Panas yang melewati dinding

Peak 1

$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² .K)	k_{plat} (W/m.K)	k_{rockwool} (W/m.K)	$k_{\text{aluminium}}$ (W/m.K)	T_{udara} (K)	T_s (K)	T_f (K)	ρ (kg/m ³)	C_p (J/kg.K)	ν (m ² /s)	k (W/m.K)
6768,327	50	0,0415	237	303	343	323	1,084856	1007,92	1,8204E-05	0,028002

α (m ² /s)	β (K ⁻¹)	Pr	L (m)	r_1 (m)	r_2 (m)	r_3 (m)	r_4 (m)	RaL	NuL	h (W/m ² .K)	T_∞	Qloss (W)	Qloss (J)	Qloss (kJ)
0,0000 25904	0,0030 95975	0,70 378	19 ,4	1,3 165	1,3 245	1,3 495	1,3 5	1,8810 6E+13	111 0,36	1,6026 9632	384 ,51	1,341 452	804, 8712	0,80 4871

Peak II

$h_{\text{kondensasi}}$ (W/m ² .K)	k_{plat} (W/m.K)	k_{rockwool} (W/m.K)	$k_{\text{aluminium}}$ (W/m.K)	T_{udara} (K)	T_s (K)	T_f (K)	ρ (kg/m ³)	C_p (J/kg.K)	ν (m ² /s)	k (W/m. K)
7316,293	50	0,0415	237	303	343	32 3	1,084 856	1007, 92	1,8204 E-05	0,028 002

(m^2/s)	$\beta (\text{K}^{-1})$	Pr	L (m)	r_1 (m)	r_2 (m)	r_3 (m)	r_4 (m)	RaL
0,000025904	0,003095975	0,70378	19,4	1,3165	1,3245	1,3495	1,35	1,88106E+13

NuL	$h (\text{W}/\text{m}^2.\text{K})$	T_∞	$Q_{\text{loss}} (\text{W})$	$Q_{\text{loss}} (\text{J})$	$Q_{\text{loss}} (\text{kJ})$
1110,36	1,60269632	406,43	1,70225	3932,198	3,932198

Lampiran 15

Perubahan Energi Dalam

Peak I

T (°C)	h (kJ/kg)	$E_{\text{in}} (\text{kJ})$	T (°C)	h (kJ/kg)	$E_{\text{kondensat}}$ (kJ)	m_{TBS} (kg)	C_p (kJ/kg.K)	T_{akhir} (K)	T_{awal} (K)	Q_{loss} (kJ)	ΔU (kJ)	η
133,55	2725,3	156156,561	100	419,04	23994,19586	30000	1,38	333,63335	303	10,59602196	132151,769	0,8462774

Peak II

T (°C)	h (kJ/kg)	Ein (kJ)	T (°C)	h (kJ/kg)	E _{kondensat} (kJ)	m _{TBS} (kg)	Cp (kJ/kg·K)	T _{akhir} (K)	T _{awal} (K)	Q _{loss} (kJ)	ΔU (kJ)	η
133,55	2725,3	251823,367	100	419,04	38693,85418	30000	1,38	358,77479	333,63335	18,38393996	213111,129	0,8462723

Peak III

T (°C)	h (kJ/kg)	Ein (kJ)	T (°C)	h (kJ/kg)	E _{kondensat} (kJ)	m _{TBS} (kg)	Cp (kJ/kg·K)	T _{akhir} (K)	T _{awal} (K)	Q _{loss} (kJ)	ΔU (kJ)	η
133,55	2725,3	298754,464	100	419,04	45905,03962	30000	1,38	376,68528	358,77479	51,76548079	252797,659	0,846172

Lampiran 16

PRODUCTS IN DETAIL

TOMBO BRAND

M.G. Felt

Slab shaped insulation made from rockwool bonded with phenolic resin for use in heated equipments, vessels, tanks, etc.



PHYSICAL PROPERTIES

Density (kg/m ³)	40		60		80		100		120		150		200		250									
Thickness (mm)	25, 40, 50, 75, 100																25, 40, 50, 75				25, 40, 50		25	
Width x Length (mm)	600 x 1,200																							
Service Temperature (°C)	Up to 450 °C				Up to 650 °C								Up to 700 °C											
Thermal Conductivity - W/m. K(kcal/m.h.°C)																								
100 °C	0.048 (0.042)		0.043 (0.037)		0.042 (0.036)		0.041 (0.035)		0.041 (0.035)		0.040 (0.034)		0.043 (0.037)		0.043 (0.037)									
200 °C			0.061 (0.052)		0.057 (0.049)		0.057 (0.049)		0.055 (0.047)		0.053 (0.046)		0.052 (0.045)		0.054 (0.046)									
300 °C			0.067 (0.056)		0.077 (0.066)		0.073 (0.063)		0.071 (0.061)		0.069 (0.059)		0.064 (0.055)		0.067 (0.058)									
400 °C			0.123 (0.106)		0.099 (0.085)		0.095 (0.082)		0.092 (0.079)		0.088 (0.076)		0.078 (0.067)		0.080 (0.069)									
Sound Absorption Coefficient (thickness = 50 mm)																								
125 Hz			0.28		0.26		0.37		0.35		0.39													
250 Hz			0.55		0.73		0.62		0.67		0.61													
500 Hz			0.95		0.90		0.91		0.89		0.81													
1000 Hz			0.99		0.99		0.98		0.97		0.95													
2000 Hz			0.97		0.95		0.95		0.96		0.95													
4000 Hz			0.98		0.97		0.97		0.95		0.91													

- Other densities and sizes also are available on request.
- Equivalent to ASTM C 612 Type IV, JIS A 9504

TOMBO BRAND

M.G. Lath Board

Metal-mesh covered board insulation, consisting of M.G. Felt and expanded metal lath with diamond-shaped openings, one side or both sides. Use for insulating vessels, tanks, equipments, etc.



PHYSICAL PROPERTIES

Density (kg/m ³)	60	80	100	120
Thickness (mm)	25, 40, 50, 75, 100			
Width x Length (mm)	600 x 1,200			
Service Temperature (°C)	Up to 700 °C			
Thermal Conductivity - W/m. K(kcal/m.h.°C)				
100 °C	0.043 (0.037)	0.042 (0.036)	0.041 (0.035)	0.041 (0.035)
200 °C	0.061 (0.052)	0.057 (0.049)	0.057 (0.049)	0.055 (0.047)
300 °C	0.067 (0.056)	0.077 (0.066)	0.073 (0.063)	0.071 (0.061)
400 °C	0.123 (0.106)	0.099 (0.085)	0.095 (0.082)	0.092 (0.079)

- Other densities and sizes also are available on request.
- Equivalent to ASTM C 612, JIS A 9504

BIODATA PENULIS



Dian Hidayati lahir di Pamekasan pada tanggal 18 Februari 1992, merupakan anak pertama dari pasangan Moh. Dasuki dan Rasmidari. Penulis menyelesaikan pendidikan dasar di SDN Sopa'ah (1998-2004), SMPN 1 Pamekasan (2004-2007), SMA Negeri 1 Pamekasan (2007-2010), D3 Teknik Mesin ITS. Kemudian penulis melanjutkan kuliah S1 di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya Jurusan

Teknik Mesin dan lulus pada tahun 2016.

Selama kuliah di Institut Teknologi Sepuluh Nopember penulis aktif dalam berorganisasi di dalam Himpunan D3 Teknik Mesin ITS (2011 sampai 2013) dan Sekretaris English Club D3 Teknik Mesin ITS (2012-2013). Di jurusan Teknik Mesin, penulis mengambil bidang studi Konversi energi sebagai bahan Tugas Akhir.

Jika ada informasi, pertanyaan, maupun saran yang ingin disampaikan kepada penulis, dapat menghubungi penulis melalui email dhee.its@gmail.com

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Cengel, Yunus A. (1998). "Heat Transfer A Practical Approach". Mc Graw-Hill.Inc.
- [2] Holman, J.P. (2010). "Heat Transfer, Tenth Edition". Mc Graw-Hill.Inc.
- [3] Incropera, Frank P. and Dewitt, David P. (1981). "Fundamentals of Heat and Mass Transfer Sixth Edition". John Wiley & Sons. Inc.
- [4] Moran, M.J and Howard N, Shapiro. (2000). "Fundamental Engineering Thermodynamics". John Wiley & Sons Inc. Chicester.
- [5] Naibaho, waldemar and Siagian, Parulian. (2012). "Upaya Peningkatan Mutu Cpo Melalui Analisis Kebutuhan Uap Diarea Stasion Klarifikasi Pks 20 Ton Tbs/Jam". Fakultas Teknik prodi Teknik Mesin UHN dengan konsentrasi Konversi Energi.
- [6] Sitepu, Tekad. (2011). " Analisa Kebutuhan Uap Pada Sterilizer Pabrik Kelapa sawit Dengan Lama Perebusan 90 Menit.". Skripsi Jurusan Teknik Mesin Universitas Sumatra Utara
- [7] Tohir. (2014). "analisa kalor yang dibutuhkan pada sterilizer tipe horizontal kapasitas 13 ton (tbs/jam) pada PT. SUMBER INDAH PERKASA".